

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ

DANIELA YUMI SUGAI

ANÁLISE EXERGÉTICA E OTIMIZAÇÃO ECONÔMICA DO  
PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DA  
MISTURA DE ÓLEO RESIDUAL E DE MICROALGAS

CURITIBA

2019

DANIELA YUMI SUGAI

ANÁLISE EXERGÉTICA E OTIMIZAÇÃO ECONÔMICA DO  
PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DA MISTURA  
DE ÓLEO RESIDUAL E DE MICROALGAS

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência dos Materiais, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência dos Materiais.

Orientador: Prof. Dr. José Viriato Coelho Vargas

Coorientador: Dr. Wellington Balmant

CURITIBA

2019

Catálogo na Fonte: Sistema de Bibliotecas, UFPR  
Biblioteca de Ciência e Tecnologia

---

- S947a Sugai, Daniela Yumi  
Análise exergética e otimização econômica do processo de produção de biodiesel a partir da mistura de óleo residual e de microalgas [recurso eletrônico] / Daniela Yumi Sugai – Curitiba, 2019.

Dissertação - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Programa de Pós-graduação em Engenharia e Ciência dos Materiais.  
Orientador: Prof. Dr. José Viriato Coelho Vargas  
Coorientador: Dr. Wellington Balmant

1. Biodiesel. 2. Microalgas. 3. Óleos residuais – aspectos econômicos. I. Universidade Federal do Paraná. II. Vargas, José Viriato Coelho. III. Balmant, Wellington. IV. Título.

CDD: 665.37



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO  
SETOR DE CIÊNCIAS EXATAS  
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ  
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO ENGENHARIA E  
CIÊNCIA DOS MATERIAIS - 40001016033P9

## TERMO DE APROVAÇÃO

Os membros da Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em ENGENHARIA E CIÊNCIA DOS MATERIAIS da Universidade Federal do Paraná foram convocados para realizar a arguição da dissertação de Mestrado de **DANIELA YUMI SUGAI** intitulada: **ANÁLISE EXERGÉTICA E OTIMIZAÇÃO ECONÔMICA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DA MISTURA DE ÓLEO RESIDUAL E DE MICROALGAS**, sob orientação do Prof. Dr. JOSE VIRIATO COELHO VARGAS, que após ter inquirido a aluna e realizado a avaliação do trabalho, são de parecer pela sua **APROVAÇÃO** no rito de defesa.

A outorga do título de mestre está sujeita à homologação pelo colegiado, ao atendimento de todas as indicações e correções solicitadas pela banca e ao pleno atendimento das demandas regimentais do Programa de Pós-Graduação.

CURITIBA, 06 de Agosto de 2019.

JOSE VIRIATO COELHO VARGAS

Presidente da Banca Examinadora (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

ELITON FONTANA

Avaliador Externo (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

CEZAR OTAVIANO RIBEIRO NEGRÃO

Avaliador Externo (UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ)

## **AGRADECIMENTOS**

Ao meu orientador, Prof. José Vargas, pela orientação, liberdade e apoio a mim concedidos, pela oportunidade do desenvolvimento deste estudo e por toda a confiança, meu muito obrigada.

Agradeço ao meu coorientador e amigo, Dr. Wellington Balmant, por toda ajuda, paciência e incentivo no desenvolvimento deste trabalho. Obrigada pela amizade e conselhos, tanto sobre ciência quanto para vida.

Agradeço a todos que direta ou indiretamente colaboraram neste estudo, em especial a Priscila, Leonardo, Heloisa, Elaine e Matheus, que sempre me deram apoio e incentivo para continuar este projeto e por sempre me escutar e dar conselhos nas horas mais críticas.

Ao Programa de Pós Graduação em Engenharia e Ciência dos Materiais (PIPE), à UFPR e ao NPDEAS, agradeço pela infraestrutura disponibilizada e por proporcionarem um de qualidade. Agradeço igualmente a CAPES pelo apoio financeiro.

Ao professor Carlos Itsuo Yamamoto, agradeço pelos conselhos e pelas contribuições no desenvolvimento deste trabalho.

Aos Membros da banca, professor Cezar Otaviano Ribeiro Negrão e professor Éliton Fontana, agradeço pelas contribuições ao trabalho.

Aos meus pais, Sérgio e Eliza, sou imensamente grata por sempre me apoiar, incentivar e estarem presentes nos momentos em que mais precisei. Ao meu irmão, Celso, muito obrigada por sempre me ouvir e me ajudar. A toda minha família, em especial a Eduarda, Satiko, Neuza e Juliet, por todo encorajamento, ajuda e preocupação durante este período.

Agradeço a Deus por me dar forças e convicção para terminar este projeto.



## RESUMO

Com a alta demanda por energia, às oscilações nos valores no mercado internacional do petróleo e as questões ambientais relacionadas à queima de combustíveis fósseis, surgiu-se a necessidade da busca por novas fontes alternativas na produção de combustíveis obtendo o biodiesel. Usualmente, utiliza-se para a produção desse biocombustível, óleos vegetais ou gorduras animais, entretanto em alguns casos a mistura dessas fontes pode ser interessante, levando a diminuição de custos ou melhora em alguma característica do biodiesel. Contudo, a utilização dos óleos vegetais ou gorduras animais, se comparada ao diesel de petróleo, não é competitiva, dessa maneira, meios de melhorias e otimizações dos processos de biodiesel se tornam interessantes. Nesse contexto, o objetivo principal deste estudo é a análise exérgica e a otimização econômica do processo de produção do biodiesel a partir da mistura de óleo residual e de microalgas. Para isso, realizou-se o estudo de dois sistemas de produção de biodiesel. Para o primeiro sistema, desenvolveu-se um modelo matemático no qual considera as etapas de geração de vapor, aquecimento das matérias primas e reação. Desse modelo obtiveram-se os dados de vazões mássicas e exergia destruída e, a partir desses resultados, elaboraram-se duas funções objetivo, sendo a primeira a razão de exergia destruída do sistema pela quantidade de éster produzido e a segunda, o lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido. Dessas funções objetivo, foi possível estabelecer um ponto ótimo de operação para este sistema, no qual minimiza a exergia destruída e maximiza o lucro obtido em função do éster produzido na reação. Para o segundo sistema, desenvolveu-se um modelo matemático no qual considera as mesmas etapas do sistema anterior, mas com adição da etapa de recuperação do reagente em excesso e, analisou 2 arranjos diferentes para a etapa da reação, considerando 1 reator e dois reatores em série. Para o caso do arranjo de dois reatores em série, estabeleceu-se duas condições de operação, a primeira fixou uma proporção molar de metanol em função das vazões de alimentação de óleo para 6, 7, 8, 9 e 10 mols e a segunda condição, fixou o rendimento da reação de transesterificação do reator 1 em 75, 80, 85 e 90%. Dos resultados obtidos, criaram-se duas funções objetivo, a primeira consiste na obtenção do lucro em função da vazão mássica de óleo e a segunda no lucro considerando a exergia destruída no sistema pela vazão mássica de óleo. Essas funções objetivo foram avaliadas juntamente com a análise paramétrica da composição da mistura do óleo, que considera a porcentagem de 0, 1, 2, 3, 4 e 5% de óleo de microalgas na mistura. Dessa avaliação, determinou-se que para este sistema, o arranjo para dois reatores em série com a condição de 85% de rendimento para a reação de transesterificação no reator 1 é a que gera maior lucro no sistema, considerando a exergia destruída.

Palavras-chave: Análise exérgica, análise econômica, biodiesel, óleo de microalgas e óleo residual.

## ABSTRACT

The high demand for energy, oscillations in the international oil market and environmental issues related to the burning of fossil fuels, the need arises to search for alternative sources in the production of fuels, such as biodiesel. Usually, vegetable oils and animal fats are used for biodiesel production, however, in some cases to mixtures of these sources can be interesting, leading to the reduction of costs or improvement in some characteristic of the biodiesel. Nevertheless, the use of vegetable oils or animal fats, when compared to petroleum diesel is not competitive, thus an improvement and optimization of biodiesel processes become interesting. Therefore, the main objective of this study is the exergetic and economic optimizations of the biodiesel production process from the blend of residual oil and microalgae oil. For this, the study of two biodiesel production systems was carried out. For the first system, a mathematical model was developed which considers the steps of steam generation, heating of raw materials and reaction. From this model, the data of mass flow and destroyed exergy were obtained and, from these results, two objective functions were elaborated, being the first the ratio of destroyed exergy by the amount of produced ester and the second, the profit of the system by the amount of produced ester. From these objective functions, it was possible to establish an optimal operating point for this system, which minimizes the destroyed exergy and maximizes the system profit obtained by the amount of produced ester in the reaction. For the second system, a mathematical model was developed which considers the same steps as the previous system, but with the addition of the excess reagent recovery step, and analyses two different arrangements for the reaction step, considering one reactor and two reactors in series. For the arrangement of two reactors in series, two operating conditions were established, the first set a molar ratio of methanol as a function of oil feed rates to 6, 7, 8, 9 and 10 moles and the second condition, fixed the yield of the transesterification reaction of reactor 1 at 75, 80, 85 and 90%. From the obtained results, two objective functions were created, the first one consists in obtaining the profit as a function of the oil mass flow and the second the profit considering the exergy destroyed in the system by the oil mass flow. These objective functions were evaluated together with the parametric analysis of the oil mixture composition, which considers the percentage of 0, 1, 2, 3, 4 and 5% of microalgae oil in the mixture. From this evaluation, it was determined that for this system, the arrangement for two reactors in series with the condition of 85% yield for the transesterification reaction in reactor 1 is the one that generates the highest profit in the system, considering the destroyed energy.

**Keywords:** Exergetic analysis, economic analysis, biodiesel, microalgae oil and residual oil.

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – PRODUÇÃO DE BIODIESEL (BILHÕES L) POR ANO .....	25
FIGURA 2 – MECANISMO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO .....	27
FIGURA 3 – ESQUEMA DE DESTRUIÇÃO DE EXERGIA DO SISTEMA.....	30
FIGURA 4 – ESQUEMA DE DESTRUIÇÃO DE EXERGIA DO SISTEMA.....	31
FIGURA 5 – ESQUEMA DE UM TROCADOR DE CALOR.....	43
FIGURA 6 – ESQUEMA DA CALDEIRA .....	43
FIGURA 7 – ESQUEMA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO.....	45
FIGURA 8 – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL COM UM REATOR SE RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	52
FIGURA 9 – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE.....	61
FIGURA 10 – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	71
FIGURA 11 – EFEITO DA VAZÃO MÁSSICA DE ÓLEO ( $\dot{m}_{MO}$ ) EM RELAÇÃO A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUIDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ ).....	86
FIGURA 12 – EFEITO DA RAZÃO ÓLEO/ETANOL ( $r_{oet}$ ) EM RELAÇÃO A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUIDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ ).....	87
FIGURA 13 – EFEITO DA RAZÃO DE ÓLEO/ETANOL ( $r_{oet}$ ) EM RELAÇÃO AO LUCRO DO SISTEMA (L) .....	88
FIGURA 14 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA (L) E A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUIDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ ) EM RELAÇÃO A PROPORÇÃO DE ÓLEO/ETANOL ( $r_{oet}$ ) .....	89
FIGURA 15 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA CADA COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO. ....	92
FIGURA 16 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA CONSIDERANDO A EXERGIA DESTRUIDA PARA CADA COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO. .....	93



FIGURA 17 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM. ....	96
FIGURA 18 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM. ....	97
FIGURA 19 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM. ....	97
FIGURA 20 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM. ....	97
FIGURA 21 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM. ....	98
FIGURA 22 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM. ....	98
FIGURA 23 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM. ....	99
FIGURA 24 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM. ....	99
FIGURA 25 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE	

METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM. ....	100
FIGURA 26 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM. ....	100
FIGURA 27 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM. ....	100
FIGURA 28 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM. ....	101
FIGURA 29 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM. ....	102
FIGURA 30 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM. ....	102
FIGURA 31 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM. ....	102
FIGURA 32 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM. ....	103
FIGURA 33 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM. ....	103

FIGURA 34 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM. ....	103
FIGURA 35 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM. ....	104
FIGURA 36 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM. ....	105
FIGURA 37 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM. ....	105
FIGURA 38 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM. ....	105
FIGURA 39 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM. ....	106
FIGURA 40 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM. ....	106
FIGURA 41 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM. ....	108
FIGURA 42 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM. ....	108

FIGURA 43 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM. ....	108
FIGURA 44 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM. ....	109
FIGURA 45 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM. ....	109
FIGURA 46 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM. ....	109
FIGURA 47 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM. ....	111
FIGURA 48 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM. ....	111
FIGURA 49 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM. ....	111
FIGURA 50 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM. ....	112
FIGURA 51 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM. ....	112
FIGURA 52 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM. ....	112

## LISTA DE TABELAS

TABELA 1 – ESTADO DA ARTE DA ANÁLISE EXERGÉTICA PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DO BIODIESEL .....	36
TABELA 2– ESTADO DA ARTE DA TERMOCONECÇÃO PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DO BIODIESEL .....	39
TABELA 3 – PARÂMETROS DO PROCESSO .....	83
TABELA 4 – ANÁLISE ENERGÉTICA DO SISTEMA PARA UM REATOR .....	83
TABELA 5 – ANÁLISE EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA UM REATOR .....	84
TABELA 6 – CUSTOS DOS COMPONENTES .....	85
TABELA 7 – ANÁLISE ECONÔMICA DO SISTEMA PARA UM REATOR .....	85
TABELA 8 – RESULTADOS OBTIDOS DOS PONTOS ÓTIMOS DO LUCRO DO SISTEMA (L) E A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUIDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ ) .....	90
TABELA 9 – PARÂMETROS DO PROCESSO PARA O SISTEMA COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	91
TABELA 10 – PARÂMETROS PARA OBTENÇÃO DOS LUCROS .....	91
TABELA 11 – PARÂMETROS DO PROCESSO PARA O SISTEMA COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	95
TABELA 12 – DADOS DE $r_b$ E VAZÃO MÁSSICA DA MISTURA DE ÓLEOS, PARA UMA VAZÃO MÁSSICA FIXA DE $30 \text{ kg.s}^{-1}$ DE ETANOL – SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	122
TABELA 13 – DADOS DE $r_b$ E PROPORÇÃO DE ÓLEO/ETANOL, PARA UMA VAZÃO MÁSSICA FIXA DE $95 \text{ kg.s}^{-1}$ DE ÓLEO – SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	122
TABELA 14 – DADOS DE VAZÕES MÁSSICAS, PROPORÇÃO ÓLEO/ETANOL E LUCRO – SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	123
TABELA 15 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 6 MOLS .....	123
TABELA 16 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 7 MOLS .....	124



TABELA 17 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 8 MOLS.....	124
TABELA 18 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 9 MOLS.....	125
TABELA 19 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 10 MOLS.....	125
TABELA 20 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 75%.....	126
TABELA 21 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 80%.....	126
TABELA 22 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 85%.....	127
TABELA 23 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 90%.....	127
TABELA 24 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA UM REATOR .....	128
TABELA 25 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 6 MOLS.....	129
TABELA 26 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 7 MOLS.....	130
TABELA 27 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 8 MOLS.....	131

TABELA 28 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 9 MOLS.....	132
TABELA 29 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 10 MOLS.....	133
TABELA 30 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 75%.....	134
TABELA 31 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 80%.....	135
TABELA 32 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 85%.....	136
TABELA 33 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 90%.....	137

## LISTA DE ABREVIATURAS OU SIGLAS

ANP	- Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
BJC	- Biodiesel de Jatropha Curcas
BMA	- Biodiesel de Microalgas
Cald	- Caldeira
CO <sub>2</sub>	- Dióxido de carbono
DAG	- Diacilglicerol
Dest	- Destiladora
DSEC	- Conversão direta saponificação-esterificação
EEA	- Extended Exergy Accounting
EES	- Engineering Equation Solver
ExFA	- Análise de fluxo de exergia
MAG	- Monoacilglicerol
MME	- Ministério de Minas e Energia
OM	- Óleo de Microalgas
OR	- Óleo residual
PNPB	- Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel
Reat	- Reator
Reat1	- Reator 1
Reat2	- Reator 2
TAG	- Triacilglicerol
TCEt	- Trocador de Calor para o etanol
TCO	- Trocador de Calor para o óleo
TCMet	- Trocador de Calor para o metanol
TCMet1	- Trocador de Calor para o metanol
TCMet2	- Trocador de Calor para o metanol
TqEst	- Tanque de Éster
TqEt	- Tanque de Etanol
TqGli	- Tanque de Glicerol
TqMet	- Tanque de Metanol
TqMO	- Tanque de Mistura de Óleos residual e de microalgas
WCO	- Óleo de cozinha usado

## LISTA DE SÍMBOLOS

$\textcircled{R}$	Marca registrada
$C_i$	Concentração do elemento i ( $\text{kg.L}^{-1}$ )
$c_{p,i}$	Calor específico do elemento i ( $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ )
$ct_i$	Custo do elemento i ( $\text{R\$.kg}^{-1}$ )
$ct_{ee}$	Custo de eletricidade ( $\text{R\$.kWh}^{-1}$ )
$E_i$	Exergia ( $\text{kJ.s}^{-1}$ )
$E_{D,i}$	Exergia destruída do elemento i ( $\text{kJ.s}^{-1}$ )
$e_{x,i}$	Exergia específica do element i ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ )
$h_i$	Entalpia do elemento i ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ )
$h_0$	Entalpia de referência ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ )
$k_1$	Constante cinética da reação direta 1
$k_2$	Constante cinética da reação inversa 1
$k_3$	Constante cinética da reação direta 2
$k_4$	Constante cinética da reação inversa 2
$k_5$	Constante cinética da reação direta 3
$k_6$	Constante cinética da reação inversa 3
$L$	Lucro ( $\text{R\$.s}^{-1}$ )
$LHV_{die}$	Poder calorífico inferior do diesel ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ )
$M_i$	Massa Molar do elemento i ( $\text{kg.mol}^{-1}$ )
$\dot{m}_i$	Vazão mássica do elemento i ( $\text{kg.s}^{-1}$ )
$\dot{n}_i$	Vazão molar do elemento i ( $\text{mol.s}^{-1}$ )
$P_i$	Pressão do elemento i (kPa)
$\dot{Q}$	Taxa de transferência de calor ( $\text{kJ.s}^{-1}$ )
$\dot{Q}_{dest}$	Vapor total gerado ( $\text{J.s}^{-1}$ )
$rac$	Razão ar/combustível
$r_b$	Razão da taxa de exergia destruída pela quantidade de éster produzido
$r_{oet}$	Razão óleo/etanol
$s_i$	Entropia elemento i ( $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ )
$s_0$	Entropia de referência ( $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ )
$T_b$	Temperatura de ebulição ( $\text{°C}$ )

$T_i$	Temperatura do elemento i ( $^{\circ}\text{C}$ )
$T_0$	Temperatura de referência ( $^{\circ}\text{C}$ )
$\dot{V}$	Vazão volumétrica ( $\text{L.s}^{-1}$ )
$V_{\text{Rt}}$	Volume do Reator (L)
$V_{\text{R1}}$	Volume do Reator 1 (L)
$V_{\text{R2}}$	Volume do Reator 2 (L)
$x_i$	Fração molar do elemento i
$\dot{W}$	Potência ( $\text{kJ.s}^{-1}$ )

### *Símbolos Gregos*

$\eta$	Eficiência da Caldeira
$\lambda_i$	calor latente do elemento i ( $\text{J.mol}^{-1}$ )
$\lambda_{\text{vap}}$	calor latente da água ( $\text{J.kg}^{-1}$ )
$\rho_i$	Densidade do elemento i ( $\text{kg.L}^{-1}$ )

### Subscritos

abs	Absorvido
ag	Água
alc	Álcool
ar	Ar atmosférico
Cald	Caldeira
cg	Gases de combustão
cond1	Condensado do trocador de calor
cond2	Condensado do trocador de calor
cond3	Condensado do trocador de calor
DAG	Diacilglicerol
DAG,out	Saída de diacilglicerol 1
DAG,out2	Saída de diacilglicerol 2
die	Diesel
ee	Eletricidade
est	Éster



Est,out	Saída de éster 1
Est,out2	Saída de éster 2
Et	Etanol
Et,Reat	Etanol no reator
gli	Glicerol
Gli,out	Saída de glicerol 1
Gli,out2	Saída de glicerol 2
MAG	Monoacilglicerol
MAG,out	Saída de monoacilglicerol 1
MAG,out2	Saída de monoacilglicerol 2
Met	Metanol
Met,out	Saída de metanol 1
Met,out2	Saída de metanol 2
Met,Reat	Metanol no reator
MO	Mistura de óleo residual e de microalga
MO,Reat	Mistura de óleo residual e de microalga no reator
oet	Óleo/etanol
Reat	Reator
R1	Reator 1
R2	Reator 2
sist	Sistema
TAG	Triacilglicerol
TAG,out	Saída de triacilglicerol 1
TAG,out2	Saída de triacilglicerol 2
TCEt	Trocador de calor para o etanol
TCO	Trocador de calor para o óleo
vap	Vapor

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>23</b>
1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO E MOTIVAÇÃO .....	23
1.2 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO .....	24
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>25</b>
2.1 BIODIESEL .....	25
2.1.1 Biodiesel de Óleos Residuais.....	28
2.1.2 Biodiesel de Microalgas.....	28
2.2 EXERGIA .....	29
2.3 TERMOECONOMIA.....	32
2.4 EXERGIA APLICADA AO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL .....	33
2.5 TERMOECONOMIA APLICADA AO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL .....	37
2.6 DESAFIOS DO PROJETO .....	39
<b>3 OBJETIVOS.....</b>	<b>41</b>
3.1 OBJETIVO GERAL .....	41
3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	41
<b>4 MATERIAIS E MÉTODOS .....</b>	<b>42</b>
4.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS .....	42
4.2 DESENVOLVIMENTOS GERAIS.....	42
4.2.1 Modelagem Matemática .....	42
4.2.1.1 Modelagem para Trocador de Calor (TC).....	42
4.2.1.2 Modelagem para Caldeira (Cald).....	43
4.2.1.3 Modelagem da Destiladora .....	45
4.2.2 Análise Exergética.....	48
4.2.2.1 Análise exergética para o trocador de calor (TC) .....	49
4.2.2.2 Análise exergética para a caldeira (Cald) .....	49
4.2.2.3 Análise exergética para a destiladora (Dest) .....	50
4.3 SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	52
4.3.1 Definição do sistema e seus volumes de controle.....	52
4.3.2 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente .....	53
4.3.2.1 Trocador de calor para o óleo (TCO).....	53

4.3.2.2 Trocador de calor para o etanol (TCEt) .....	53
4.3.2.3 Caldeira (Cald).....	54
4.3.2.4 Reator (Reat) .....	54
4.3.3 Análise exergética e econômica do sistema.....	56
4.3.3.1 Análise exergética do trocador de calor para o óleo (TCO).....	56
4.3.3.2 Trocador de calor para o etanol (TCEt) .....	56
4.3.3.3 Caldeira (Cald).....	56
4.3.3.4 Reator (Reat) .....	57
4.3.3.5 Taxa de exergia destruída no sistema .....	58
4.3.3.6 Análise econômica do sistema para um reator .....	58
4.3.4 Análise paramétrica do modelo matemático do sistema .....	59
4.3.4.1 Razão de exergia destruída do sistema pela quantidade de éster produzido	59
4.3.4.1.1 Determinação da vazão mássica da mistura de óleos ótima .....	59
4.3.4.1.2 Determinação da melhor proporção óleo/etanol .....	59
4.3.4.2 Lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido .....	60
4.4 SISTEMA COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	60
4.4.1 Definição do sistema e seus volumes de controle.....	60
4.4.2 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator com recuperação de reagente .....	61
4.4.2.1 Reator (Reat) .....	61
4.4.2.2 Destiladora (Dest).....	64
4.4.2.3 Caldeira (Cald).....	65
4.4.2.4 Trocador de Calor para o Óleo (TCO) .....	65
4.4.2.5 Trocador de Calor para o Metanol (TCMet).....	65
4.4.3 Análise exergética do sistema.....	66
4.4.3.1 Análise exergética para o reator (Reat) .....	66
4.4.3.2 Análise exergética para a destiladora (Dest) .....	67
4.4.3.3 Análise exergética para a caldeira (Cald) .....	67
4.4.3.4 Análise exergética para o trocador de calor para o óleo (TCO).....	68
4.4.3.5 Análise exergética para o trocador de calor para o metanol (TCMet).....	68
4.4.3.6 Taxa de exergia destruída no sistema .....	68
4.4.4 Análise paramétrica do sistema .....	68
4.4.4.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido .....	69

4.4.4.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido .....	69
4.5 SISTEMA COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE.....	70
4.5.1 Definição do sistema e seus volumes de controle.....	70
4.5.2 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente .....	71
4.5.2.1 Reator 1 (Reat1).....	71
4.5.2.2 Reator 2 (Reat2).....	72
4.5.2.3 Destiladora (Dest).....	75
4.5.2.4 Caldeira (Cald).....	75
4.5.2.5 Trocador de Calor para o Óleo (TCO) .....	76
4.5.2.6 Trocador de Calor para o Metanol 1 (TCMet1).....	76
4.5.2.7 Trocador de Calor para o Metanol 2 (TCMet2).....	76
4.5.3 Análise exergética do sistema.....	76
4.5.3.1 Análise exergética para o reator 1 (Reat1) .....	77
4.5.3.2 Análise exergética para o reator 2 (Reat2) .....	77
4.5.3.3 Análise exergética para a destiladora (Dest) .....	78
4.5.3.4 Análise exergética para a caldeira (Cald) .....	79
4.5.3.5 Análise exergética para o trocador de calor para o óleo (TCO).....	79
4.5.3.6 Análise exergética para o trocador de calor para o metanol 1 (TCMet1).....	79
4.5.3.7 Análise exergética para o trocador de calor para o metanol 2 (TCMet2).....	79
4.5.3.8 Taxa de exergia destruída no sistema.....	79
4.5.4 Análise paramétrica do sistema .....	80
4.5.4.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido .....	80
4.5.4.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido .....	81
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>82</b>
5.1 SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	82
5.1.1 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente .....	82
5.1.2 Análise exergética e econômica do sistema.....	84
5.1.2.1 Análise exergética do sistema .....	84
5.1.2.2 Análise econômica do sistema .....	85

5.1.3 Análise paramétrica do modelo matemático do sistema .....	86
5.1.3.1 Razão de exergia destruída do sistema pela quantidade de éster produzido	
86	
5.1.3.1.1 Determinação da vazão mássica da mistura de óleos ótima .....	86
5.1.3.1.2 Determinação da melhor proporção óleo/etanol ( $r_{oet}$ ) .....	87
5.1.3.2 Lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido .....	88
5.1.3.3 Comparação entre as funções objetivo .....	89
5.2 SISTEMA COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE .....	90
5.2.1 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator com recuperação de reagente .....	90
5.2.2 Análise paramétrica do sistema .....	91
5.2.2.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido .....	92
5.2.2.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido .....	93
5.3 SISTEMA COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE.....	94
5.3.1 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente .....	94
5.3.2 Análise paramétrica do sistema .....	95
5.3.2.1 Condição 1 – Proporção molar de excesso de metanol no reator 1 .....	96
5.3.2.1.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido .....	96
5.3.2.1.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido .....	99
5.3.2.2 Condição 2 – Rendimento da reação de transesterificação do reator 1 .....	101
5.3.2.2.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido .....	101
5.3.2.2.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido .....	104
5.3.2.3 Comparação entre os sistemas com recuperação de reagente .....	107
5.3.2.4 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido .....	107
5.3.2.5 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido .....	110
<b>6 CONCLUSÕES .....</b>	<b>114</b>
<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>117</b>



# 1 INTRODUÇÃO

## 1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO E MOTIVAÇÃO

Com o desenvolvimento tecnológico e o crescimento populacional, a demanda por energia aumenta a cada instante e, a maior parte de toda a energia é proveniente do petróleo, uma fonte limitada, finita e não renovável. Assim, com a busca por novas fontes alternativas surge o biodiesel, uma fonte mais limpa e renovável (KNOTHE et al., 2006).

O biodiesel é um biocombustível produzido a partir de óleos vegetais e gorduras animais, sendo a matéria prima mais utilizada o óleo de soja. Sua principal rota de obtenção é através do processo de transesterificação, no qual o óleo (TAG) reage com um álcool de cadeia curta, produzindo éster e glicerol. A Equação 1 apresenta a estequiometria da reação de transesterificação.



Entretanto, o custo mais elevado dos óleos vegetais em comparação ao diesel de petróleo, torna o biodiesel não competitivo economicamente (DIB, 2010 ).

Dessa forma, uma alternativa é a utilização de matérias primas mais baratas, como os óleos residuais, que além de reciclar um subproduto indesejado, gera uma fonte mais limpa e renovável (DIB, 2010) e, para aumentar a competitividade desse biocombustível em relação ao diesel de petróleo, torna-se interessante sua produção a partir de diferentes fontes, melhorando as suas características e reduzindo seus custos.

Outra possibilidade, é a melhoria e otimização dos processos já existentes através de análises exergéticas e termoeconômicas. Por meio dessas análises, é possível determinar os locais dentro do processo de que causam maior impacto, ou seja, os locais em que há grandes perdas de energia e trabalho. E, ao analisar essas perdas, juntamente com seus respectivos custos, realiza-se uma análise termoeconômica.

Neste contexto, este trabalho tem como objetivo geral a análise exergética e econômica do processo de produção de biodiesel a partir da mistura de óleo residual

e de microalga avaliando três diferentes configurações: processo com um reator sem recuperação de reagente, processo com um reator com recuperação de reagente e processo com dois reatores em série com recuperação de reagente.

## 1.2 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO

No capítulo 1 foram apresentadas a contextualização e a motivação para o desenvolvimento desse mestrado e a estrutura desta dissertação.

O Capítulo 2 é composto por uma revisão bibliográfica que tem por objetivo introduzir conceitos básicos sobre o biodiesel e a exergia, apresentar um estudo da arte referente à análise exérgica e a análise exergoeconômica do processo de produção de biodiesel a partir de diferentes matérias primas e expor os principais desafios existentes nesta área.

O Capítulo 3 apresenta o objetivo geral desta dissertação, assim como, os objetivos específicos desenvolvidos para orientar este trabalho a fim de atingir o objetivo geral.

No capítulo 4, estão detalhados os materiais e métodos dos sistemas sugeridos nos objetivos do capítulo 3. Neste capítulo, é apresentado o desenvolvimento dos modelos de cada equipamento presente no processo de produção de biodiesel proposto.

O Capítulo 5 apresenta os resultados das simulações realizadas a partir dos modelos desenvolvidos no capítulo 4, para todas as configurações propostas. Neste capítulo, ainda são discutidos os resultados obtidos.

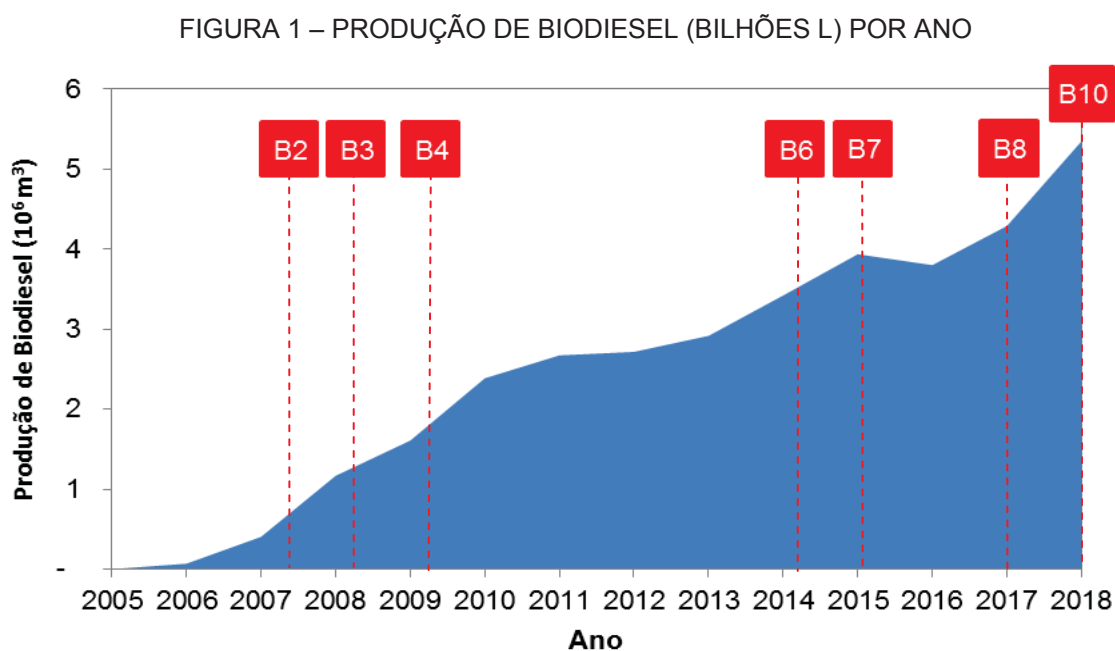
No Capítulo 6 são apresentadas as conclusões deste estudo.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 BIODIESEL

Devido às altas variações de preço do petróleo no mercado internacional do petróleo e as questões ambientais em relação à queima de combustíveis fósseis, houve a necessidade da busca por novas fontes energéticas. Dessa busca surge o biodiesel, um biocombustível proveniente de uma fonte limpa, renovável e menos agressiva ao meio ambiente e, sendo sua principal fonte de matéria prima os óleos vegetais, gorduras animais ou produtos residuais, como óleo de fritura (ANP, 2019).

Em 2004, o Governo Federal lançou o Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel (PNPB), gerando um avanço nas pesquisas e na utilização do biodiesel em caráter experimental (MME, 2019). Entre 2005 e 2007, a comercialização de 2% de biodiesel ao diesel (B2) passa a ser facultativa e em 2008, entra em vigor a mistura legalmente obrigatória do B2 em todo o território nacional. Desde então, este percentual vem aumentando a cada ano até o atual percentual de 10% (ANP, 2019), como mostra a FIGURA 1.



FONTE: Adaptado de ANP (2019).

Do início de sua obrigatoriedade até o ano de 2016, houve um aumento em 6% do teor de biodiesel ao diesel (B2 ao B8), gerando uma economia em 23 bilhões de litros em diesel importado ao PNPB, ou seja, o equivalente a 30% das importações neste período (COELHO, 2017) e, conseqüentemente, essa diminuição gera um impacto positivo na economia brasileira (BRASIL, 2019).

Segundo o Ministério da Agricultura, o Brasil conta com mais de uma centena de culturas que podem fornecer matérias primas para a produção de Biodiesel, sendo considerado um país privilegiado devido a sua biodiversidade e abundância em plantas oleaginosas, que em sua grande maioria, são restritas a fins alimentícios. Nesse cenário, observa-se um grande potencial a ser explorado, tanto em relação ao aproveitamento energético de culturas temporárias e perenes, quanto em relação ao aproveitamento energético do óleo residual alimentício (BIODIESELBR, 2019; CHRISTOFF, 2006).

A sua principal forma de obtenção é a partir de um processo químico denominado transesterificação, no qual os triglicerídeos (TAG) presentes nos óleos, gordura animal ou produtos residuais, em presença de um catalisador, reagem com álcool de cadeia curta gerando o éster de ácidos graxos e o glicerol (ANP, 2019; MENEGETTI et al, 2013).

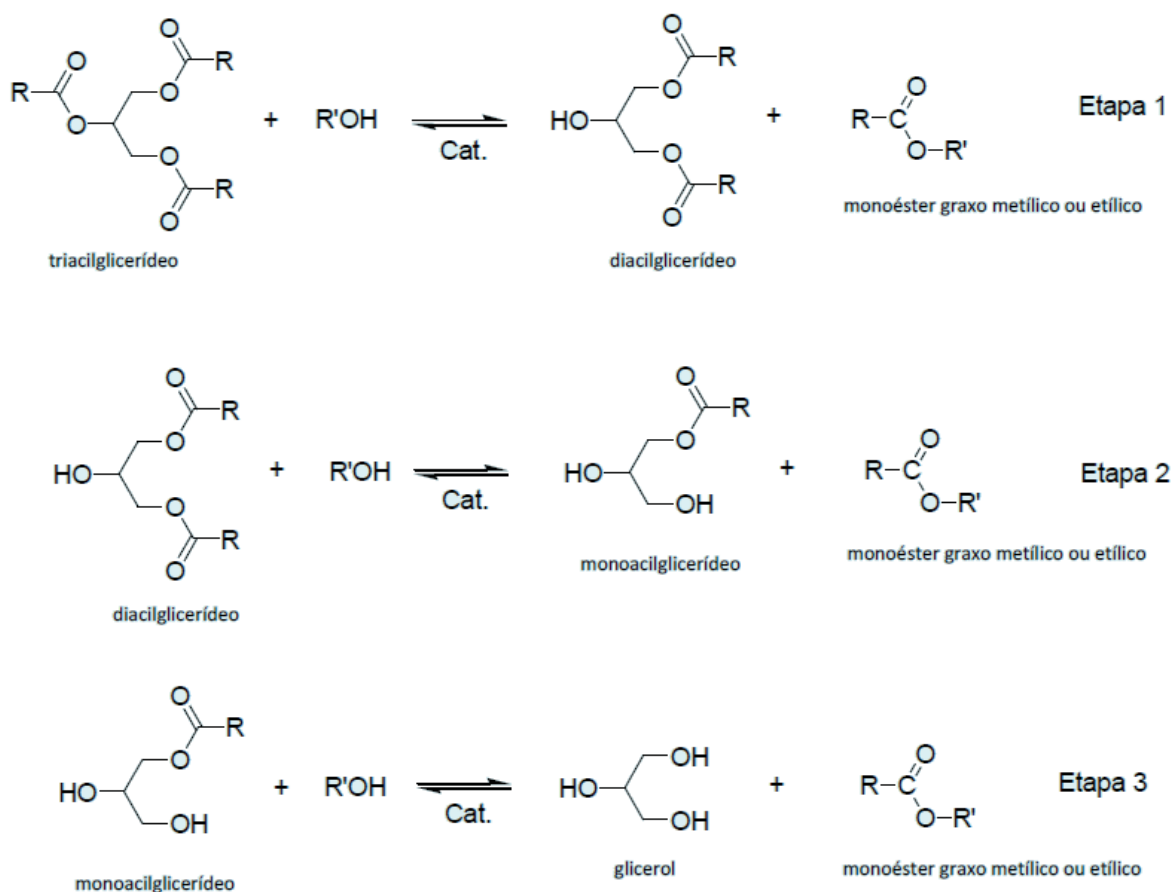
O mecanismo dessa reação de transesterificação realiza-se em três etapas seguidas e reversíveis, no qual os triglicerídeos produzem como intermediários os ésteres de ácidos graxos (ÉSTER), os diglicerídeos (DAG) e os monoglicerídeos (MAG). A Figura 2 apresenta o mecanismo da reação de transesterificação.

Devido à reversibilidade dessas reações, torna-se necessário a utilização de excesso de álcool para garantir a formação dos ésteres. Usualmente o álcool utilizado é o metanol por possuir uma maior eficácia na reação. Entretanto, apesar do etanol possuir taxas de reação mais lentas quando comparado ao metanol, sua utilização se torna interessante devido sua natureza renovável, não tóxica e abundante no Brasil (MENEGETTI et al, 2013).

Estes ésteres de ácidos graxos formados na reação, somente podem ser comercializados como biodiesel, após passarem por processos de purificação para se adequarem às especificações exigidas de qualidade. Estes processos abrangem as etapas de limpeza e de secagem. A primeira etapa é subdividida em duas, na qual o éster é lavado com água ácida para a retirada dos sais e, em seguida, realiza-se uma segunda lavagem, somente com água, para a retirada das impurezas

restantes. Após esta limpeza, o éster segue para a etapa da secagem e, por fim, são realizadas as análises de qualidade. Ao final de todo este processo, o biodiesel

FIGURA 2 – MECANISMO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO



FONTE: Meneghetti et al, 2013.

segue para o centro de distribuição, no qual é adicionado ao diesel e pode ser comercializado (ANP, 2019; BIOCOMBUSTÍVEIS, 2019).

O glicerol é um coproduto gerado na reação de transesterificação. Quando em seu estado bruto não possui muito valor comercial assim, para agregar valor a este coproduto, as indústrias investem em sua purificação. Após a purificação, podem ser denominadas em: Loira (75 a 85% de glicerol e o restante é composto de sais, água e traços de álcool); Grau farmacêutico (a glicerina loira é bidestilada e apresenta mais de 99% de pureza); e Grau alimentício (completamente isenta de álcool) (PEITER et al., 2016).



### 2.1.1 Biodiesel de Óleos Residuais

Os óleos residuais possuem um alto potencial como matéria prima para produção de biodiesel.

Segundo Parente (2003), existem várias possíveis fontes, entre eles:

- i) Lanchonetes e cozinha industriais, comerciais e domésticas, onde são feitas frituras de alimentos;
- ii) Indústrias de processamento de alimentos fritos, como amêndoas, tubérculos, salgadinhos e várias outras modalidades de petiscos;
- iii) Esgotos municipais onde a nata sobrenadante é rica em matéria graxa, tornando possível a extração de óleos e gorduras;
- iv) Águas residuais de processos de indústrias alimentícias, como as indústrias de pescados, de couro, etc.

O estudo realizado por Hajjari et al (2017) é um exemplo da utilização de óleos residuais na produção de biodiesel. Neste estudo, conclui-se que os óleos e gorduras residuais são, em curto prazo, as mais viáveis matérias primas a serem utilizadas na produção de biodiesel, pois além de não competirem no ramo alimentício, estão disponíveis em grandes quantidades, não precisam ser cultivadas, são de fonte renovável e possuem menor impacto para o meio ambiente. O estudo foi realizado para o Irã, mas pode ser adotado em outros países.

### 2.1.2 Biodiesel de Microalgas

Com a constante procura por novas fontes de matérias primas para produção de biodiesel, descobriu-se a microalga. Esta possui certa facilidade quanto ao seu cultivo (rápido crescimento e captura do CO<sub>2</sub>), viabilidade de manipulação e quantidade intracelular de lipídios (triglicerídeos e ácidos graxos livres), requisitos necessários a qualquer produção de biodiesel (PEREIRA et al, 2012; FANG et al, 2018).

Entretanto, a tecnologia de produção em larga escala de microalgas ainda está em seus estágios iniciais (ISLAM et al, 2017) e dessa forma, inviabilizando a produção em larga escala de biodiesel de microalgas. Assim, vários estudos foram e estão sendo realizados para a redução de custos na produção do biodiesel e na eficiência do processo em si.

Fang et al (2018) sugerem um processo alternativo ao convencional, chamado de conversão direta saponificação-esterificação (DSEC). No processo convencional realizam-se quatro etapas: ruptura celular, extração dos lipídios, purificação dos lipídios e conversão dos lipídios para biodiesel. No processo proposto realizam-se etapas consecutivas de algas úmidas, ocorrendo primeiramente o processo de saponificação seguida do processo de esterificação. Neste novo processo, as etapas de extração e de purificação de lipídios são eliminadas reduzindo os custos de operação e desta forma, abrindo caminhos para o biodiesel de microalgas.

Uma das vantagens deste biocombustível proveniente das microalgas é a presença de ésteres insaturados e poli-insaturados em sua composição final (DUNN, 2018). Este tipo de éster auxilia em uma maior lubrificação do motor, além de proporcionar um menor ponto de congelamento, sendo interessante sua utilização em países com baixas temperaturas.

## 2.2 EXERGIA

Em meados do século XIX, o americano Josiah Gibbs e o francês Nicolas Carnot, mencionam pela primeira vez o conceito de exergia, através do estudo da quantificação de trabalho máximo disponível em um sistema. Mas somente em 1956, com o esloveno Zaron Rant, é que a palavra exergia realmente surge e, a define como a parcela de energia disponível para uso em um sistema (ROJAS, 2007; FERREIRA, 2014).

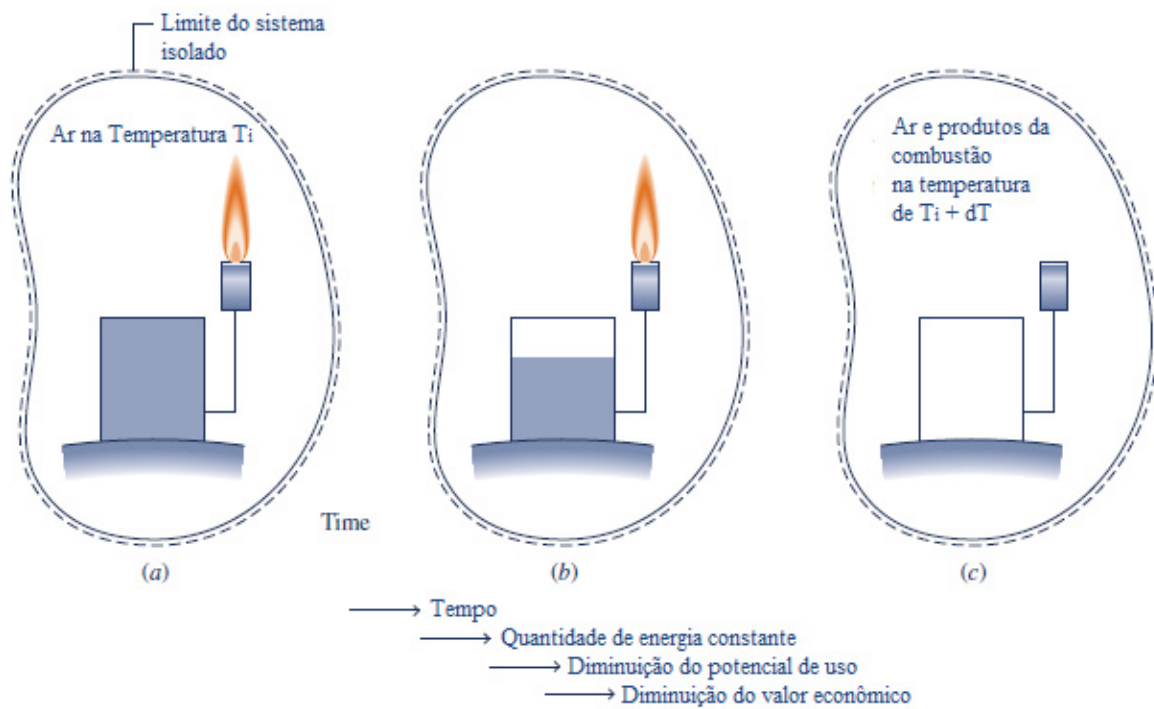
Da Primeira Lei da Termodinâmica, sabe-se que a energia de um sistema conserva-se, não podendo ser criada e nem destruída, apenas pode ser transformada ou modificada. Dessa lei, é possível analisar a energia do sistema de forma quantitativa. A Segunda Lei da Termodinâmica estabelece condições relacionadas aos fenômenos físico-químicos dizendo se esta ocorre ou não, ou seja, esta lei insere o conceito de entropia em um sistema e o trata de forma qualitativa (WONG, 2000).

Combinando a Primeira e a Segunda Lei da Termodinâmica surge a exergia, a qual estabelece o máximo trabalho teórico possível de ser obtido entre um sistema e o ambiente de referência. Ao contrário da energia, esta exergia pode ser destruída

por meio de irreversibilidades presentes no sistema, como apresentado na Figura 3 (MORAN et al, 2014).

A Figura 3 mostra um sistema isolado constituído de um tanque de combustível envolto por ar (Fig. 3.a). Este combustível é todo queimado (Fig. 3.b) de modo que ao final, forme uma mistura de ar e de produtos da combustão levemente aquecidos (Fig. 3.c). Da Primeira Lei da Termodinâmica, tem-se que toda a energia do sistema, nos três casos, permanece a mesma, pois não há trocas com a vizinhança havendo somente uma mudança em seu estado. Entretanto, comparando a combinação ar-combustível com a combinação ar-gases de combustão, é possível perceber que a primeira possui mais utilidade que a segunda, visto que esta pode,

FIGURA 3 – ESQUEMA DE DESTRUIÇÃO DE EXERGIA DO SISTEMA



FONTE: Moran et al, 2014.

por exemplo, ser utilizada para gerar eletricidade ou vapor superaquecido. Já a combinação ar-gases de combustão possui uso bem mais limitado. Dessa forma, pode-se dizer que o início do processo possui um potencial de uso bem maior que o

final, ou seja, o potencial existente no início é destruído ao longo do processo devido às irreversibilidades existentes (MORAN, 2014).

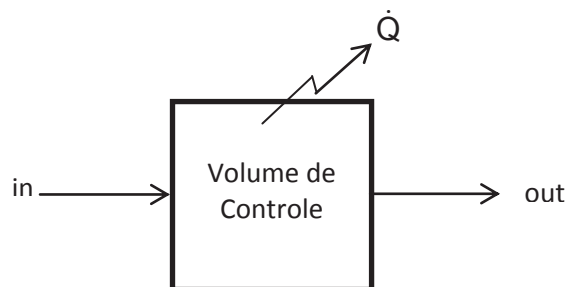
Portanto, a exergia é uma propriedade que possibilita a quantificação do potencial de uso e pode ser perdida ou destruída de acordo com o grau da irreversibilidade do processo. Dessa maneira, pode-se dizer que sempre haverá uma diferença entre a exergia e o trabalho real produzido por um sistema. (FLOREZ-ORREGO, 2013; ÇENGEL, 2013).

Do balanço de exergia é possível determinar a exergia destruída do sistema e assim, seus pontos de maior impacto de forma quantitativa e qualitativa (FERREIRA, 2014; ROJAS, 2007).

Para essa análise, são realizados balanços mássicos, energéticos e exergéticos do sistema. Considerou-se, para este estudo, que os sistemas operam em regime estacionário.

Considerando o volume de controle da Figura 4, realizaram-se seus respectivos balanços.

FIGURA 4 – ESQUEMA DE DESTRUIÇÃO DE EXERGIA DO SISTEMA



FONTE: A autora (2019).

O balanço de massa é descrito pela Equação 2, a seguir.

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (2)$$

sendo  $\dot{m}$  a vazão mássica ( $\text{kg.s}^{-1}$ ).

Para o balanço de energia e exergia, foram utilizadas as Equação 3 e Equação 4, respectivamente.

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_{in} h_{in} = \dot{W} + \sum \dot{m}_{out} h_{out} \quad (3)$$

$$\sum \dot{E}_q + \sum \dot{E}_{in} = \dot{W} + \sum \dot{E}_{out} - \dot{E}_D \quad (4)$$

o qual  $\dot{Q}$  é a taxa de transferência de calor ( $\text{J.s}^{-1}$ ),  $h$  as entalpias ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ),  $\dot{W}$  é o trabalho ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ), o  $\dot{E}$  é a taxa de exergia ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ) e  $\dot{E}_D$  é a taxa de exergia destruída ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ).

As taxas de exergias acima são calculadas pela Equação 5.

$$\dot{E} = \dot{m} e_x \quad (5)$$

onde,  $e_x$  é a exergia específica ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ).

Essas exergias específicas podem ser expressas pela Equação 6.

$$e_x = (h_i - h_0) - T_0 (s_i - s_0) \quad (6)$$

sendo,  $h_0$  a entalpia no estado de referência padrão ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ),  $h_i$  a entalpia da corrente analisada ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ),  $T_0$  a temperatura no estado de referência padrão ( $^{\circ}\text{C}$ ),  $s_i$  a entropia da corrente analisada ( $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{^{\circ}C}^{-1}$ ) e  $s_0$  a entropia no estado de referência padrão ( $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{^{\circ}C}^{-1}$ ).

## 2.3 TERMOECONOMIA

O termo termoeconomia pode ser aplicado de forma geral a sistemas que envolvem aplicações dos princípios da termodinâmica, mecânica dos fluidos e transferência de calor, conferindo-lhes custos. Entretanto, também são utilizados em metodologias mais específicas e restritivas, no qual, combinam conceitos de exergia e economia para o estudo de melhorias e otimizações do processo.

Segundo Tsatsaronis (1985), a combinação da exergia com uma análise econômica recebe o nome de exergoeconomia e se baseia na Segunda Lei da Termodinâmica.

Essa análise termoeconômica pode possuir diferentes objetivos, sendo esses avaliados e determinados de acordo com cada sistema em estudo. Os objetivos podem ser (a) calcular separadamente os custos de cada produto gerado no sistema (caso exista mais de um produto no processo), (b) entender o processo de formação de custos e os custos de fluxo do sistema, (c) otimizar variáveis específicas em um único componente e, (d) otimizar todo o sistema (BEJAN, 1996).

Para essa análise, são atribuídos custos para a exergia de cada componente separadamente, de forma a realizar o balanço do sistema. A Equação 7 apresenta essa relação.

$$\sum_{out} (c_{out} \cdot \dot{E}_{out}) + c_w \cdot \dot{W} = c_q \cdot \dot{E}_q + \sum_{in} (c_{in} \cdot \dot{E}_{in}) + \dot{Z} \quad (7)$$

onde,  $c$  são os custos de cada componente ( $\$.kg^{-1}$ ) e  $\dot{Z}$  é a soma das taxas de custo associadas ao capital de investimento, manutenção e operação do sistema ( $\$.kg^{-1}$ ).

As análises exergéticas e exergoeconômicas são ferramentas que auxiliam na avaliação, de maneira técnica, do desempenho termodinâmico e econômico de processos, além de servirem, também, para orientar na otimização do processo e no uso eficiente dos recursos naturais (BEJAN, 1996; ROJAS, 2007).

## 2.4 EXERGIA APLICADA AO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL

Nesta seção, serão abordados trabalhos relativos à análise exergética do processo de produção de biodiesel, os quais possuem grande impacto no meio científico e que apresentam resultados relevantes para o desenvolvimento deste projeto. Não foram encontrados trabalhos, na pesquisa realizada pela a autora, anteriores ao ano de 2007.

Talens et al (2007) estudaram a eficiência exergética do processo de produção do biodiesel como uma ferramenta de avaliação ambiental e econômica, através da análise de fluxo de exergia (ExFA). Para isso, realizaram a análise exergética individual de cada unidade de operação e, para a reação de transesterificação, consideraram como matéria prima o óleo de cozinha usado e o metanol, na proporção de 1:40 mols, respectivamente. Os resultados mostraram que

o ExFA é uma ferramenta útil, pois identifica os pontos de desperdícios de materiais e de perdas de energia, detectando assim, as áreas que necessitam de melhorias.

Peiró et al (2010) estudaram o método Extended Exergy Accounting (EEA), o qual é baseado em balanços de massa e exergia, para realizar a análise de sistemas por meio de cálculos da quantidade total de recursos de energia primária necessários para obter um serviço. Para isso, compararam a produção de biodiesel a partir do óleo de cozinha e da colza. Os resultados mostraram que a produção de biodiesel de óleo de cozinha utiliza menos recursos, necessita de menores investimentos totais e de custos de remediação ambiental, entretanto precisa de mais horas de trabalho quando comparado ao biodiesel de colza.

Peralta et al (2010) analisaram o processo de produção de biodiesel a partir de microalgas (*Chlorella* sp.), através da análise exergética. Para a reação de transesterificação, utilizaram o metanol em uma proporção de 6:1 mols em relação ao óleo e possíveis ácidos graxos livres no óleo, foram desconsiderados. Os resultados, obtidos pelo software Aspen Plus, consideraram as etapas de transesterificação, recuperação do metanol, lavagem e purificação do biodiesel e, as análises exergéticas foram realizadas para cada composto, mistura e utilidades separadamente. A eficiência exergética do processo foi de 79% entretanto, as análises exergéticas mostraram a existência de pontos de melhorias, aumentando essa eficiência.

Ofori-Boateng et al (2012) analisaram a produção de biodiesel de microalgas (BMA) e de *Jatropha curcas* (BJC) em função da análise exergética do processo, a qual foi baseada no desempenho termodinâmico, ou seja, na exergia destruída, na eficiência exergética e no potencial de melhoria termodinâmica. Contemplaram, para esta análise, desde a etapa de extração de óleo até o biodiesel final. Os resultados, obtidos pelo software Aspen Plus, mostraram uma exergia destruída no valor de 64% e 44% para BMA e BJC, respectivamente, sendo a maior etapa responsável por esta perda, a extração do óleo. Desses resultados, concluíram que a produção de biodiesel de microalgas e de *Jatropha curcas*, considerando a etapa de extração de óleo, não são termodinamicamente viáveis, visto que somente 36% e 56% (de BMA e BJC, respectivamente) de trabalho útil do processo esta disponível.

Blanco-Marigorta et al (2013) estudaram a utilização da análise exergética para identificar os locais, fontes e magnitudes de ineficiências termodinâmicas do processo de produção de biodiesel a partir do óleo de *Jatropha curcas* (pinhão-



manso) e metanol. Realizaram a análise individual para cada equipamento e linha do processo e obtiveram esses dados com o auxílio do software Aspen Plus. Dessa análise, constataram que o local de maior perda exergética é o reator de transesterificação, sendo este responsável por quase 95% de exergia destruída do combustível. Isso se deve às irreversibilidades contidas nas reações químicas. Dos resultados, concluíram que a análise exergética é uma ferramenta útil para localizar e avaliar as ineficiências termodinâmicas contidas no processo.

Antonova et al (2015) realizaram a análise exergética da produção do biodiesel a partir do óleo de canola. Consideraram as etapas desde a semeadura de sementes de canola até o biodiesel final para a venda. Os resultados mostraram a alta eficácia exergética da produção deste biodiesel e descobriram que a maior destruição de exergia ocorre na etapa do cultivo da semente. Concluíram ainda, que a substituição do etanol pelo metanol aumenta em 7% os custos exergéticos da reação, pois é necessária uma maior temperatura durante a transesterificação.

Amelio et al (2016) compararam as análises energética e exergética para o processo de produção do biodiesel a partir da trioleína e metanol. Os dados dessas análises foram obtidos através do software <sup>®</sup>Aspen Plus. Dos resultados, observaram que as análises indicam diferentes pontos de impacto para o processo, de modo que as maiores perdas energéticas se localizam nas etapas de purificação com as colunas de destilação e as maiores perdas exergéticas localizam-se na etapa da reação. Realizaram ainda uma otimização do processo baseado em ambas as análises, entretanto os resultados foram semelhantes, diferenciando-se apenas no tipo de vapor a ser alimentado na coluna de biodiesel. Dessa forma, concluíram que a análise exergética pode servir como um guia para encontrar os locais onde os maiores lucros podem ser obtidos, em vista de um melhor desempenho termodinâmico.

Ihoeghian e Usman (2018) estudaram, por meio da análise exergética, a produção de biodiesel de óleo de farelo de arroz heterogeneamente catalisada determinando assim, o local, a grandeza e as fontes de ineficiências exergéticas presentes no processo. Para isso, simularam duas plantas de produção do biodiesel, sendo a primeira com aquecimento elétrico para o reator e a segunda sem este aquecimento. Os resultados foram gerados por meio do software Aspen HYSYS<sup>®</sup> e mostraram que para a primeira planta simulada, houve uma eficiência exergética de 64% e uma exergia destruída no reator de 94%, ao passo que para a segunda

planta simulada, houve um aumento da eficiência para 75% e uma exergia destruída no reator de 2%.

A Tabela 1 apresenta uma relação das principais informações dos estudos descritos anteriormente em relação a análise exergética do processo de produção de biodiesel.

TABELA 1 – ESTADO DA ARTE DA ANÁLISE EXERGÉTICA PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DO BIODIESEL.

Autor	Matéria prima		Sistema analisado	Otimização
	Triglicerídeos	Álcool		
Talens et al (2007)	Óleo de cozinha usado	Metanol	Transesterificação convencional	Não
Peiró et al (2010)	Óleo de cozinha usado e Óleo de colza	Metanol	Transesterificação convencional	Não
Peralta et al (2010)	Óleo de microalgas ( <i>Chlorella</i> sp.)	Metanol	Transesterificação convencional	Não
Ofori-Boateng et al (2012)	Óleo de microalgas ( <i>Chlorella</i> sp.) e Óleo de jatropha curcas (pinhão-manso)	Metanol	Transesterificação convencional	Não
Blanco-Marigorta et al (2013)	Óleo de jatropha curcas (pinhão-manso)	Metanol	Transesterificação convencional	Não
Antonova et al (2015)	Óleo de canola (trioleína)	Metanol e Etanol	Transesterificação convencional	Não
Amelio et al (2016)	Óleo de canola (trioleína)	Metanol	Transesterificação convencional	Sim
Ihoeghian e Usman (2018)	Óleo de farelo de arroz	Metanol	Transesterificação convencional com catalisador heterogêneo	Não

FONTE: A autora (2019)

## 2.5 TERMoeconomia APLICADA AO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL

Nesta seção, serão abordados trabalhos relativos às análises termoeconômicas para o processo de produção de biodiesel. Estes possuem grande impacto no meio científico e apresentam resultados relevantes para o desenvolvimento deste projeto. Não foram encontrados trabalhos, na pesquisa realizada pela a autora, anteriores ao ano de 2010.

Coronado (2010) estudou o efeito da termoeconomia na produção de biodiesel considerando as irreversibilidades de cada etapa da produção. Para isso, utilizou o software HYSYS 3.2 para simular o processo, utilizando como matéria prima o óleo de canola (trioleína) e o metanol na proporção de 1:6, respectivamente. Os resultados mostraram que os preços de venda atribuídos ao biodiesel e a glicerina influenciam significativamente no valor de retorno do processo e que menor custo de manufatura exergética coincide com o menor valor das irreversibilidades encontradas no sistema.

Ferreira (2014) estudou e comparou o impacto exergoeconômico para as diferentes rotas, metílica e etílica, na produção de biodiesel a partir do óleo de babaçu. Contabilizou as ineficiências e as perdas do processo e buscou identificar os pontos de maior impacto para melhorias e otimizações. Os resultados mostraram uma maior eficiência exergética para a rota metílica (89%) do que para a rota etílica (71%), pois na utilização do etanol, a reação de transesterificação necessita de temperatura e tempo maiores. Na análise exergoeconômica, para o biodiesel metílico, obteve-se um percentual de 93% contra um percentual de 50% para o biodiesel etílico. Assim, o estudo mostrou que a utilização do óleo de babaçu é viável e a rota metílica é a mais indicada.

Mora et al (2015) estudaram a análise termoeconômica aplicada ao ciclo de vida do biodiesel de óleo de cozinha, para entender seu processo de formação de custos. Para isso, calcularam o retorno exergético sobre o investimento e demonstraram que essa análise é uma ferramenta útil par avaliar os ciclos de vida de sistema de energias renováveis.

Boloy et al (2017) estudaram a produção de hidrogênio acoplada a uma planta de produção de biodiesel. Para isso, desenvolveram uma metodologia para obtenção das análises de exergias da planta, construção do diagrama funcional

termoeconômico, determinação de parâmetros de investimentos, manutenção, operação, matérias primas e custos de serviços públicos. Os resultados mostraram que a produção simultânea de hidrogênio com o biodiesel é possível e reduz em cerca de 6% os custos de produção da planta de biodiesel. Considerando os aspectos econômicos associados as análises exergéticas, estas se torna uma ferramenta muito útil para auxiliar na operação do equipamento e para otimização do projeto da usina de biodiesel.

Aghbashlo et al (2018) estudaram análises exergoeconômicas e exergoambientais para avaliar e otimizar o desempenho de um reator ultrassônico piezoelétrico de alta frequência e baixo consumo de energia usado para sintetizar biodiesel a partir de óleo de cozinha usado (WCO) e metanol. Realizaram ainda, uma otimização dos dados para obter as melhores condições de operação do processo. Os resultados mostraram que, em geral, as abordagens exergoeconômica parecem ser complementos promissores para a análise exergética convencional no desenvolvimento de sistemas de produção de biodiesel termodinâmicos, econômicos e ambientalmente conscientes.

Joda e Ahmadi (2019) compararam, por meio de uma análise exergoeconômica, dois processos de produção de biodiesel de óleo de cozinha e metanol, acoplado a um processo de geração de energia. O primeiro utiliza um processo convencional de produção de biodiesel através da transesterificação com um catalisador homogêneo e o segundo produz biodiesel por meio de uma destilação reativa com um catalisador heterogêneo. Para isso, utilizaram o software Aspen Plus e obtiveram os resultados de exergias para cada equipamento e utilidades. Dos resultados, o segundo processo demonstrou-se mais eficiente aumentando em 2,28% a produção de eletricidade e diminuindo em 1,1% a exergia destruída. A análise exergoeconômica demonstrou ser uma ferramenta muito útil.

A Tabela 2 apresenta a relação das principais informações dos estudos descritos anteriormente em relação a análise termoeconômica do processo de produção de biodiesel.

TABELA 2– ESTADO DA ARTE DA TERMoeCONOMIA PARA O PROCESSO DE PRODUÇÃO DO BODIESEL.

Autor	Matéria prima		Sistema analisado	Otimização
	Triglicerídeos	Álcool		
Coronado (2010)	Óleo de canola (trioleína)	Metanol	Transesterificação convencional	Não
Ferreira (2014)	Óleo de babaçu	Metanol e Etanol	Transesterificação convencional	Não
Mora et al (2015)	Óleo de cozinha usado	Metanol	Transesterificação convencional	Não
Boloy et al (2017)	Óleo de canola (trioleína)	Metanol	Transesterificação convencional acoplado a produção de hidrogênio	Não
Aghbashlo et al (2018)	Óleo de cozinha usado	Metanol	Reator ultrassônico piezoelétrico de alta frequência e baixo consumo de energia	Sim
Joda e Ahmadi (2019)	Óleo de cozinha usado	Metanol	Transesterificação convencional acoplada a geração de energia e Destilação reativa com catalisador heterogêneo	Não

FONTE: A autora (2019).

## 2.6 DESAFIOS DO PROJETO

O processo de produção de biodiesel é uma tecnologia conhecida e dominada, entretanto, ainda existem muitas ineficiências presentes em seu processo.

Dessa forma, com a crescente demanda por energia e evolução da porcentagem de biodiesel ao diesel, torna-se necessário otimizar seus processos de produção para suprir essas necessidades.

De acordo com a revisão bibliográfica apresentada anteriormente, existem alguns desafios na área, na visão da autora, e serão apresentados a seguir.

- i) Existem muitos estudos, tanto para análise exergética quanto para a análise termoeconômica, que utilizam o óleo residual e o óleo de microalgas para a produção de biodiesel. Entretanto, nenhum com a mistura dos desses óleos, o que é interessante visto que a utilização do óleo residual confere um destino a um subproduto indesejado além de possuir um baixo custo e, o óleo de microalgas confere ao biodiesel melhores características como uma maior capacidade da lubrificação no motor devido a presença de ésteres insaturados e poli-insaturados, além de diminuir o ponto de congelamento do biodiesel.
- ii) Os estudos de análises exergéticas mostraram a alta eficiência desse tipo de análise, entretanto apenas 1 apresenta uma otimização do processo.
- iii) Para a análise termoeconômica, assim como na análise exergética, apenas 1 estudo apresenta uma otimização juntamente com a análise econômica.

Desta forma, os desafios para este projeto foram realizar uma análise exergética e otimização econômica para o processo de produção de biodiesel, utilizando como matérias primas a mistura de óleos residual e de microalgas e o metanol.

### 3 OBJETIVOS

#### 3.1 OBJETIVO GERAL

Considerando os desafios existentes na área, apresentados anteriormente, determina-se como objetivo geral desta Dissertação de mestrado a análise exergética e econômica do processo de produção de biodiesel a partir da mistura de óleo residual e de microalga para um processo com um reator sem recuperação de reagente e para um processo com um e dois reatores em série com recuperação de reagente.

#### 3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para atingir o objetivo geral descrito anteriormente, definem-se os seguintes objetivos específicos:

1. Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente;
2. Análise exergética e econômica do sistema com um reator sem recuperação de reagente;
3. Análise paramétrica do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente;
4. Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator com recuperação de reagente;
5. Análise paramétrica dos sistemas para um reator com recuperação de reagente;
6. Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com dois reatores em série com recuperação de reagente;
7. Análise paramétrica do sistema para dois reatores em série com recuperação de reagente.



## 4 MATERIAIS E MÉTODOS

### 4.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS

No desenvolvimento do modelo matemático, assumiu-se um processo adiabático e estado estacionário sem ação das energias potenciais e cinéticas sob o sistema, pois a produção do biodiesel ocorre de forma contínua e não batelada. Para esta avaliação termodinâmica, foram considerados os balanços de massa, energia e exergia, conforme as equações apresentadas no capítulo 2.2, para cada volume de controle estabelecido.

Na reação de transesterificação, considerou-se como matéria prima a mistura de óleo residual e óleo de microalgas. A espécie selecionada para essa mistura foi *Chlorella sp.* e, sua composição foi selecionada e normalizada para obter os quatro triglicerídeos de maior composição e os ácidos graxos livres foram desconsiderados (Petkov e Garcia, 2007).

### 4.2 DESENVOLVIMENTOS GERAIS

#### 4.2.1 Modelagem Matemática

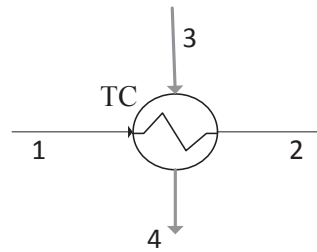
Nesta seção serão apresentados os modelos matemáticos do trocador de calor, da caldeira e da destiladora, os quais foram utilizados no processo de produção de biodiesel. O modelo do reator será apresentado posteriormente para cada configuração analisada.

##### 4.2.1.1 Modelagem para Trocador de Calor (TC)

A Figura 5 apresenta um esquema de um trocador de calor.

O trocador de calor é constituído por 2 correntes: uma fria (correntes 1 e 2) e uma quente (correntes 3 e 4). A corrente 1 entra no trocador de calor a uma temperatura  $T_1$ , é aquecida pela corrente 3, e sai em 2 a uma temperatura maior  $T_2$ .

FIGURA 5 – ESQUEMA DE UM TROCADOR DE CALOR



FONTE: A autora (2019).

A partir da Equação 3, obteve-se o balanço energético para o trocador de calor, apresentado pela Equação 8.

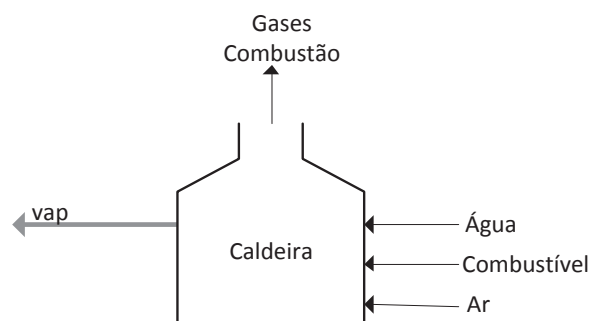
$$\dot{m}_1 \cdot c_{p,1} \cdot (T_1 - T_2) + \dot{m}_3 \cdot (h_3 - h_4) = 0 \quad (8)$$

no qual,  $\dot{m}_1$  é a vazão mássica da corrente 1 ( $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ );  $c_{p,1}$  é o calor específico da corrente 1 ( $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ );  $T_1$  e  $T_2$  são as temperaturas de entrada e saída da corrente 1 e 2, respectivamente ( $^\circ\text{C}$ );  $\dot{m}_3$  é a vazão mássica da corrente 3 ( $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ );  $h_3$  é a entalpia da corrente 3 que entra no trocador ( $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ) e  $h_4$  é a entalpia da corrente 4 que sai do trocador de calor ( $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ).

#### 4.2.1.2 Modelagem para Caldeira (Cald)

A Figura 6 apresenta um esquema da caldeira.

FIGURA 6 – ESQUEMA DA CALDEIRA



FONTE: A autora (2019).

A caldeira é alimentada por três correntes: água, ar e combustível (diesel). O ar e o combustível entram em combustão e aquecem a água, que se transforma em vapor e é enviada para processo. Da combustão, são gerados os gases de combustão os quais saem pelo topo da caldeira.

O balanço energético para esta modelagem foi realizado dividindo-se a caldeira em dois volumes de controle: Volume de controle 1, referente aos processos e fenômenos que envolvem a água e o vapor e, Volume de controle 2, referente aos processos e fenômenos que envolvem o diesel e o ar.

#### I. Volume de Controle 1 – Água/Vapor

Para o balanço Água/Vapor tem-se a relação a seguir, dada pela equação 9.

$$\dot{m}_{\text{vap}} \cdot (h_{\text{ag}} - h_{\text{vap}}) + \dot{Q}_{\text{abs}} = 0 \quad (9)$$

em que,  $\dot{m}_{\text{vap}}$  é a vazão mássica de vapor gerada pela caldeira ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $h_{\text{ag}}$  e  $h_{\text{vap}}$  são as entalpias da água na entrada e do vapor de saída da caldeira, respectivamente ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ) e  $\dot{Q}_{\text{abs}}$  é a taxa de transferência de calor ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ).

#### II. Volume de Controle 2 – Diesel/Ar

Da taxa de transferência de calor obtido, é possível determinar a quantidade de diesel e de ar necessários para aquecer a água. Assim, realizou-se o balanço de energia para o segundo volume de controle, diesel/ar, conforme apresentado nas Equações 10 e 11.

$$\dot{Q}_{\text{abs}} = \dot{m}_{\text{die}} \cdot \text{LHV}_{\text{die}} \cdot \eta \quad (10)$$

$$\dot{m}_{\text{ar}} = (\text{rac}) \cdot \dot{m}_{\text{die}} \quad (11)$$

em que,  $\dot{Q}_{\text{abs}}$  é a taxa de transferência de calor ( $\text{kJ.s}^{-1}$ );  $\dot{m}_{\text{die}}$  é a vazão mássica de diesel ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\text{LHV}_{\text{die}}$  é poder calorífico inferior do diesel ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ );  $\dot{m}_{\text{ar}}$  é a vazão mássica de ar ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\eta$  é a eficiência da caldeira e  $\text{rac}$  é a razão de ar/combustível.

Dos valores de vazões mássicas obtidas e considerando o calor específico do diesel constante, realizou-se o balanço energético para o segundo volume de controle apresentado pela Equação 12.

$$\dot{m}_{\text{die}} \cdot (\text{LHV}_{\text{die}} \cdot (1 - \eta) + c_{p,\text{die}} \cdot T_{\text{die}}) + \dot{m}_{\text{ar}} \cdot h_{\text{ar}} - (\dot{m}_{\text{ar}} + \dot{m}_{\text{die}}) h_{\text{gc}} = 0 \quad (12)$$

onde,  $c_{p,\text{die}}$  é o calor específico do diesel ( $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ );  $T_{\text{die}}$  é a temperatura do diesel ( $^\circ\text{C}$ ) e  $h_{\text{gc}}$  é a entalpia dos gases de combustão ( $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ).

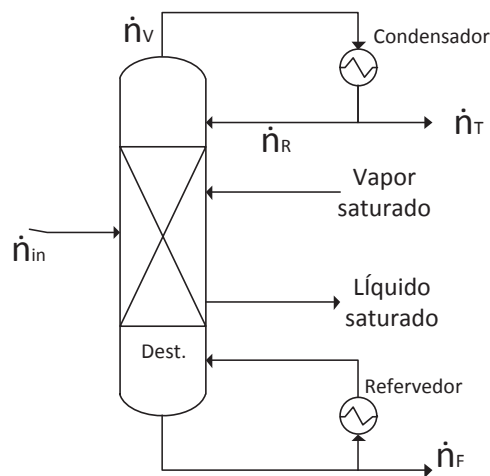
Da Equação 12, obteve-se o valor da entalpia dos gases de combustão.

#### 4.2.1.3 Modelagem da Destiladora

No processo de produção de biodiesel, é utilizado excesso de reagente (álcool) em relação ao óleo para garantir o máximo rendimento da reação. Este excesso de álcool deixa o reator juntamente com o subproduto formado (glicerol). Esta mistura, álcool/glicerol, segue para a destiladora a fim de recuperar este excesso de álcool e reutilizá-lo no processo.

A Figura 7 apresenta o esquema da coluna de destilação.

FIGURA 7 – ESQUEMA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO



FONTE: A autora (2019).

A coluna é alimentada pela corrente  $\dot{n}_{in}$ , na qual é aquecida e inicia-se o processo de separação da mistura. O álcool (metanol ou etanol) é evaporado e sai pelo topo da coluna ( $\dot{n}_V$ ), passa por um condensador e parte dessa corrente retorna para a coluna de destilação ( $\dot{n}_R$ ) e a outra parte é recuperada ( $\dot{n}_T$ ). O glicerol é concentrado no fundo da coluna de destilação, sendo uma parte retornada para o fundo da coluna e a outra parte ( $\dot{n}_F$ ) segue para o tanque de armazenamento de glicerol (TqGli).

Para o balanço energético do sistema, é necessário calcular as frações molares na entrada da coluna. As frações molares de saída no topo da coluna foram definidas de modo a obter 97,5% de pureza do álcool ( $x_{T,alc}=0,975$  e  $x_{T,Gli}=0,025$ ).

As frações de álcool e glicerol na corrente de entrada foram calculadas a partir da vazão de mistura de glicerol e álcool provenientes do processo (reator).

$$x_{in,alc} = \frac{\dot{n}_{alc}}{\dot{n}_{in}} \quad (13)$$

$$x_{in,Gli} = \frac{\dot{n}_{Gli}}{\dot{n}_{in}} \quad (14)$$

em que,  $\dot{n}_{in}$  é a vazão molar de mistura na entrada de destiladora ( $\text{mol.s}^{-1}$ ),  $\dot{n}_{alc}$  é a vazão molar de álcool que compõe a vazão de mistura na entrada de destiladora ( $\text{mol.s}^{-1}$ ),  $x_{in,alc}$  é a fração molar de álcool da corrente de entrada da coluna,  $\dot{n}_{Gli}$  é a vazão molar de glicerol que compõe a vazão de mistura na entrada de destiladora ( $\text{mol.s}^{-1}$ ) e  $x_{in,Gli}$  é a fração molar de glicerol na corrente de entrada da coluna.

Realizou-se um balanço de massa para obter a vazão de álcool recuperada no topo da coluna.

$$\dot{n}_T = \frac{x_{in,alc} - x_{F,alc}}{x_{T,alc} - x_{F,alc}} \cdot \dot{n}_{in} \quad (15)$$

onde,  $\dot{n}_T$  é a vazão de álcool recuperado no topo da coluna de destilação ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $x_{in,alc}$ ,  $x_{T,alc}$  e  $x_{F,alc}$  são as frações molares de álcool nas correntes de entrada, de saída do topo e saída do fundo da coluna de destilação, respectivamente.

Para a vazão molar do fundo da coluna de destilação, realizou-se um balanço de massa.

$$\dot{n}_F = \dot{n}_{in} - \dot{n}_T \quad (16)$$

onde,  $\dot{n}_F$  é a vazão de glicerol no fundo da coluna de destilação ( $\text{mol.s}^{-1}$ ).

Para obter a vazão de álcool evaporado na coluna, definiu-se uma razão de refluxo (RR) de 3,5 com base na literatura (McCABE et al, 1993).

$$\dot{n}_V = RR \cdot \dot{n}_T + \dot{n}_T \quad (17)$$

em que,  $\dot{n}_V$  é a vazão molar de álcool evaporado na coluna de destilação ( $\text{mol.s}^{-1}$ ) e RR é razão de refluxo e é igual a 3,5.

Dessas informações, obteve-se o balanço energético da coluna de destilação, obtendo-se a taxa de calor necessária para aquecer a coluna.

$$\dot{Q}_{dest} = \lambda_{in} \cdot (\dot{n}_V - (1 - q_{in}) \dot{n}_{in}) \quad (18)$$

e,

$$q_{in} = 1 + \frac{c_{p,in} \cdot (T_{b,in} - T_{in})}{\lambda_{in}} \quad (19)$$

onde,  $\dot{Q}_{dest}$  é a taxa de calor utilizada para aquecer a coluna ( $\text{J.s}^{-1}$ );  $\lambda_{in}$  é o calor latente de vaporização da corrente de alimentação ( $\text{J.mol}^{-1}$ );  $c_{p,in}$  é o calor específico da corrente de alimentação ( $\text{J.mol}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ );  $T_{b,in}$  é a temperatura de ebulição da corrente de alimentação ( $^\circ\text{C}$ ) e  $T_{in}$  é a temperatura da corrente de alimentação da coluna de destilação ( $^\circ\text{C}$ ).

A temperatura de alimentação da coluna é a mesma de operação do reator e os valores de calor específico, calor latente de vaporização e temperatura de ebulição da corrente de alimentação foram obtidos por meio das Equações 20, 21 e 22, respectivamente.

$$cp_{in} = x_{in,Gli} \cdot cp_{Gli} + x_{in,alc} \cdot cp_{alc} \quad (20)$$

$$T_{b,in} = x_{in,Gli} \cdot T_{b,Gli} + x_{in,alc} \cdot T_{b,alc} \quad (21)$$

$$\lambda_{in} = x_{in,Gli} \cdot \lambda_{Gli} + x_{in,alc} \cdot \lambda_{alc} \quad (22)$$

onde,  $cp_{in,Gli}$  é o calor específico do glicerol ( $J \cdot mol^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$ );  $cp_{in,alc}$  é o calor específico do álcool ( $J \cdot mol^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$ );  $T_{b,Gli}$  é a temperatura de ebulição do glicerol ( $^\circ C$ );  $T_{b,alc}$  é a temperatura de ebulição do álcool ( $^\circ C$ );  $\lambda_{Gli}$  é o calor latente de vaporização do glicerol ( $J \cdot mol^{-1}$ ) e  $\lambda_{alc}$  é o calor latente de vaporização do álcool ( $J \cdot mol^{-1}$ ).

Para vazão mássica de vapor utilizado para o aquecimento da destiladora, utilizou-se a Equação 23.

$$\dot{m}_{vap, dest} = \frac{\dot{Q}_{dest}}{\lambda_{vap}} \quad (23)$$

Em que,  $\dot{m}_{vap, dest}$  é a vazão mássica de vapor utilizada na coluna de destilação ( $kg \cdot s^{-1}$ ) e  $\lambda_{vap}$  é o calor latente de vaporização da água ( $J \cdot kg^{-1}$ ).

Os valores de calor específico, calor latente de vaporização e temperatura de ebulição para o álcool e glicerol foram retirados da literatura, assim como o calor latente de vaporização da água e serão apresentados posteriormente.

#### 4.2.2 Análise Exergética



#### 4.2.2.1 Análise exergetica para o trocador de calor (TC)

Foi realizado um balanço exergetico do trocador de calor para obter a exergia destruída no equipamento. As exergias específicas foram calculadas de acordo com a Equação 6, e as entalpias e entropias foram calculadas através do programa EES a partir dos dados de temperaturas e pressões de cada corrente analisada.

$$\dot{m}_1(e_{x,1} - e_{x,2}) + \dot{m}_3(e_{x,3} - e_{x,4}) - \dot{E}_{D,TC} = 0 \quad (24)$$

onde  $e_{x,1}$ ,  $e_{x,2}$ ,  $e_{x,3}$  e  $e_{x,4}$  são as exergias específicas referente as correntes 1, 2, 3 e 4, respectivamente ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ) e  $\dot{E}_{D,TC}$  é a taxa de exergia destruída do trocador de calor ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ).

#### 4.2.2.2 Análise exergetica para a caldeira (Cald)

Para a análise exergetica da caldeira, obtiveram-se as entalpias e entropias do ar, da água e do vapor por meio do software EES, a partir dos dados de temperatura e pressão de cada corrente. Para o diesel, o calor de combustão foi retirado da literatura.

Da análise de exergia da caldeira, Equação 25, obteve-se a taxa de exergia destruída do equipamento.

$$\dot{m}_{die} \cdot \xi_{h,die} - \dot{m}_{vap} \cdot e_{x,vap} - (\dot{m}_{ar} + \dot{m}_{die}) e_{x,gc} - \dot{E}_{D,Cald} = 0 \quad (25)$$

em que,  $\xi_{h,die}$  é o calor de combustão do diesel,  $e_{x,vap}$  e  $e_{x,gc}$  são as exergias específicas referente as linhas de saída de vapor e saída de gases de combustão da caldeira ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ), respectivamente e  $\dot{E}_{D,Cald}$  é a taxa de exergia destruída na caldeira ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ).

#### 4.2.2.3 Análise exergética para a destiladora (Dest)

Para análise exergética da destiladora, é necessário determinar as vazões mássicas de alimentação e saídas da coluna para cada componente, Equações 26 a 30.

$$\dot{m}_{in,alc} = \dot{n}_{alc} \cdot M_{alc} \quad (26)$$

$$\dot{m}_{T,alc} = \dot{n}_T \cdot M_{alc} \cdot x_{T,alc} \quad (27)$$

$$\dot{m}_{T,Gli} = \dot{n}_T \cdot M_{Gli} \cdot (1 - x_{T,alc}) \quad (28)$$

$$\dot{m}_{F,alc} = \dot{n}_F \cdot M_{alc} \cdot x_{F,alc} \quad (29)$$

$$\dot{m}_{F,Gli} = \dot{n}_F \cdot M_{Gli} \cdot (1 - x_{F,alc}) \quad (30)$$

onde,  $\dot{m}_{in,alc}$  é a vazão mássica de álcool que alimenta a coluna ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{m}_{T,Gli}$  e  $\dot{m}_{T,alc}$  são as vazões mássicas do glicerol e do álcool na recuperação do topo da coluna ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{m}_{F,Gli}$  e  $\dot{m}_{F,alc}$  são as vazões mássicas do glicerol e do álcool na saída do fundo da coluna ( $\text{kg.s}^{-1}$ ), respectivamente;  $\dot{n}_{alc}$  é a vazão molar de álcool que entra na coluna ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_T$  é a vazão molar de álcool recuperado no topo da coluna ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_F$  é a vazão molar na saída do fundo da coluna ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $M_{Gli}$  e  $M_{alc}$  são as massas molares do glicerol e do álcool ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ), respectivamente;  $x_{T,alc}$  é a fração molar de álcool na corrente de recuperação de álcool do topo da coluna;  $x_{F,alc}$  é a fração molar de álcool na corrente de saída do fundo da coluna.

Para o cálculo da entalpia e entropia do glicerol consideraram os valores de calor específico constantes e as temperaturas de cada linha analisada. A entalpia e entropia do álcool, do vapor saturado e líquido saturado foram obtidas através do software EES com os dados de temperatura e pressão de cada linha analisada.

Dos dados de vazões mássicas e exergias específicas, obteve-se a taxa de exergia para cada corrente, Equações 31 a 35.

$$\dot{E}_{in} = \dot{m}_{in,alc} \cdot e_{x,in,alc} + \dot{m}_{in,Gli} \cdot e_{x,in,Gli} \quad (31)$$

$$\dot{E}_T = \dot{m}_{T,alc} \cdot e_{x,T,alc} + \dot{m}_{T,Gli} \cdot e_{x,T,Gli} \quad (32)$$

$$\dot{E}_F = \dot{m}_{F,alc} \cdot e_{x,F,alc} + \dot{m}_{F,Gli} \cdot e_{x,F,Gli} \quad (33)$$

$$\dot{E}_{vap} = \dot{m}_{vap} \cdot e_{x,vap} \quad (34)$$

$$\dot{E}_{liqs} = \dot{m}_{liqs} \cdot e_{x,liqs} \quad (35)$$

em que,  $\dot{E}_{in}$ ,  $\dot{E}_T$ ,  $\dot{E}_F$ ,  $\dot{E}_{vap}$  e  $\dot{E}_{liqs}$  são as taxas de exergia para a alimentação, recuperação do topo, saída do fundo, entrada de vapor e saída de líquido saturado da coluna de destilação ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ), respectivamente;  $e_{x,in,alc}$  e  $e_{x,in,Gli}$  são as exergias específicas do álcool e glicerol da corrente de alimentação ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ), respectivamente;  $e_{x,T,alc}$  e  $e_{x,T,Gli}$  são as exergias específicas do álcool e glicerol da corrente de recuperação do topo ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ), respectivamente;  $e_{x,F,alc}$  e  $e_{x,F,Gli}$  são as exergias específicas do álcool e glicerol da corrente de saída de fundo ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ), respectivamente;  $e_{x,vap}$  é a exergia específica do vapor saturado na entrada da coluna ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ );  $e_{x,liqs}$  é a exergia específica do líquido saturado na saída da coluna ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ );  $\dot{m}_{vap}$  é a vazão mássica de vapor saturado que entra para aquecer a coluna ( $\text{kg.s}^{-1}$ ) e  $\dot{m}_{liqs}$  é a vazão mássica de líquido saturado que sai da coluna ( $\text{kg.s}^{-1}$ ).

Das taxas de exergia de cada corrente, obteve-se a taxa de exergia destruída, Equação 36.

$$\dot{E}_{in} + \dot{E}_{vap} - \dot{E}_T - \dot{E}_F - \dot{E}_{liqs} - \dot{E}_{D,Dest} = 0 \quad (36)$$

onde,  $\dot{E}_{D, Dest}$  é a taxa de exergia destruída na coluna de destilação ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ).

#### 4.3 SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

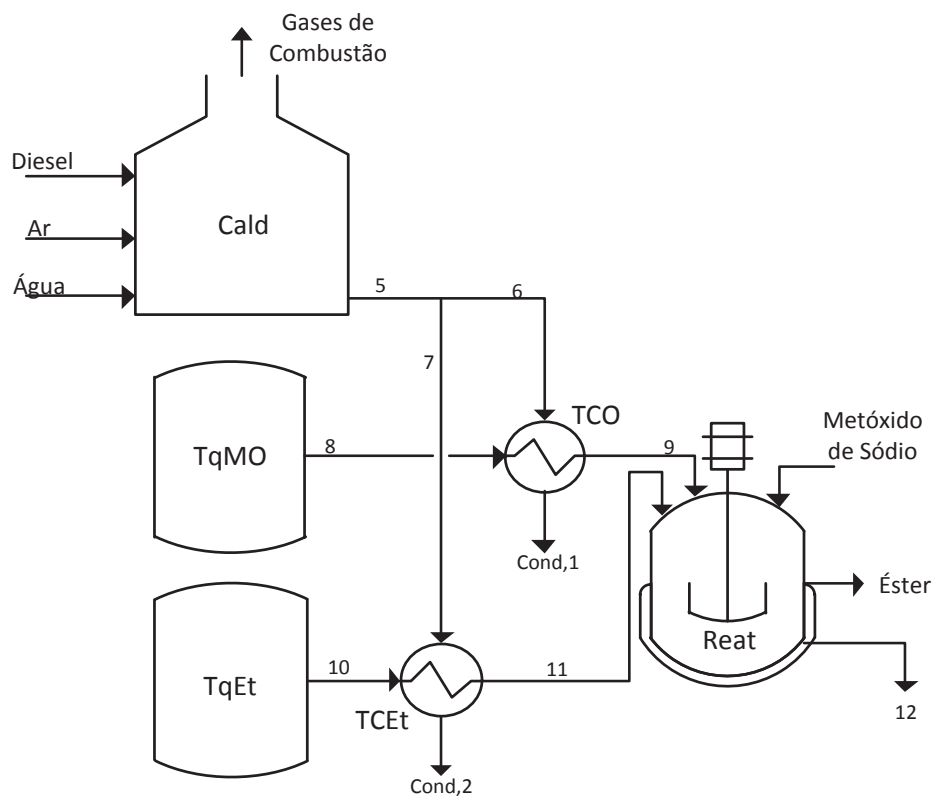
Para este sistema, considerou-se como reagentes na reação de transesterificação a mistura de óleo residual e de microalgas e o etanol.

##### 4.3.1 Definição do sistema e seus volumes de controle

O fluxograma do sistema, com os volumes de controle estabelecidos, é apresentado na Figura 8.

Para o processo de produção de biodiesel, foram consideradas as etapas de produção de vapor (Caldeira), aquecimento do óleo (Trocador de Calor para o óleo), aquecimento do etanol (Trocador de Calor para o etanol) e transesterificação

FIGURA 8 – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL COM UM REATOR SE RECUPERAÇÃO DE REAGENTE



FONTE: A autora (2019).

(reator). Cada uma destas etapas forma um volume de controle a ser modelado.

A mistura do óleo residual (OR) e do óleo de microalgas (OM) foi realizado no Tanque Mistura de Óleo (TqMO), nas proporções de 99% e 1% em massa, respectivamente. Em seguida, a mistura passa pelo trocador de calor (TCO), no qual é aquecido a 80°C e segue para o reator (Reat).

O etanol, proveniente do Tanque de Etanol (TqEt), passa por um trocador de calor (TCEt), para atingir uma temperatura de 80°C e segue para o reator. E, os trocadores de calor são aquecidos com vapor superaquecido proveniente da caldeira (Cald).

#### 4.3.2 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente

##### 4.3.2.1 Trocador de calor para o óleo (TCO)

Para o balanço energético do trocador de calor para o óleo, foi utilizado o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.1.1. A corrente fria é constituída das correntes 8 e 9 e a corrente quente, é formada pelas correntes 6 e cond,1.

Desse balanço, foi possível obter a vazão mássica de vapor necessária para aquecer o óleo a temperatura estipulada (80°C) para a reação de transesterificação.

##### 4.3.2.2 Trocador de calor para o etanol (TCEt)

Para o balanço energético do trocador de calor para o etanol, também foi utilizado o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.1.1. A corrente fria é constituída das correntes 10 e 11 e a corrente quente, é formada pelas correntes 7 e cond,2.

O valor para a vazão mássica do etanol foi pré-estabelecida e determinada em razão da vazão mássica da mistura de óleo. Determinou-se a utilização de 70% em massa de excesso de etanol.

Dos valores de temperatura e pressão, das linhas de vapor e de etanol, obtiveram-se os valores das entalpias e assim, a vazão mássica de vapor utilizada no trocador de calor do etanol.

Com as análises energéticas dos trocadores de calor do óleo e do etanol, determinou-se a vazão mássica de vapor total necessária a ser produzida na caldeira.

$$\dot{m}_{\text{vap}5} = \dot{m}_{\text{vap}6} + \dot{m}_{\text{vap}7} \quad (37)$$

onde  $\dot{m}_{\text{vap},5}$  é a vazão mássica de vapor total que sai da caldeira ( $\text{kg.s}^{-1}$ ) e,  $\dot{m}_{\text{vap},6}$  e  $\dot{m}_{\text{vap},7}$  são as vazões mássicas de vapor que entram no trocador de calor do óleo e do etanol ( $\text{kg.s}^{-1}$ ), respectivamente.

Da vazão mássica de vapor necessária a ser produzida na caldeira, foi possível realizar seu balanço energético.

#### 4.3.2.3 Caldeira (Cald)

O balanço energético da caldeira foi desenvolvido no capítulo 4.2.1.2.

Para o balanço, considerou-se uma eficiência da caldeira em 85% e uma razão de ar/combustível ( $r_{ac}$ ) no valor de 30, para garantir a queima total do combustível.

#### 4.3.2.4 Reator (Reat)

Para o modelo do reator, levou-se em conta a reação estequiométrica da transesterificação, conforme a Equação 1. Considerou-se ainda, que as reações são reversíveis, homogêneas e a entalpia da reação é desprezível. O reator do estudo é isotérmico e de mistura ideal.

Como hipótese simplificadora, a corrente de éster sai pura e o restante dos componentes (óleo que não reagiu e etanol) saem junto com a corrente de glicerol. O metóxido de sódio, catalisador da reação, foi desconsiderado nos cálculos devido sua baixa concentração se comparado ao restante dos componentes.

A taxa da reação direta e a taxa da reação inversa estão especificadas nas Equações 38 e 39, respectivamente.

$$R_1 = \frac{k_1 \cdot C_{MO} \cdot C_{Et} \cdot V_{Reat}}{M_{MO} \cdot M_{Et}} \quad (38)$$

$$R_2 = \frac{k_2 \cdot C_{est} \cdot C_{gli} \cdot V_{Reat}}{M_{est} \cdot M_{gli}} \quad (39)$$

onde,  $R_1$  e  $R_2$  são as cinéticas de reação direta e inversa ( $L \cdot mol^2$ ), respectivamente;  $k_1$  é a constante cinética da reação direta;  $k_2$  é a constante cinética da reação inversa;  $C_{MO}$ ,  $C_{Et}$ ,  $C_{est}$  e  $C_{gli}$  são as concentrações de mistura de óleos, etanol, éster e glicerol ( $kg \cdot L^{-1}$ ), respectivamente;  $V_{reat}$  é o volume do reator (L) e  $M_{MO}$ ,  $M_{Et}$ ,  $M_{est}$  e  $M_{gli}$  são as massas molares da mistura de óleos, etanol, éster e glicerol ( $kg \cdot mol^{-1}$ ), respectivamente.

O balanço de massa do reator foi realizado para cada componente da reação de transesterificação: óleo (Equação 40), etanol (Equação 41), éster (Equação 42) e glicerol (Equação 43).

$$\dot{m}_{MO} - \dot{V} \cdot C_{MO} - M_{MO} \cdot R_1 + M_{MO} \cdot R_2 = 0 \quad (40)$$

$$\dot{m}_{Et} - \dot{V} \cdot C_{Et} - 3 \cdot M_{Et} \cdot R_1 + 3 \cdot M_{Et} \cdot R_2 = 0 \quad (41)$$

$$- \dot{V} \cdot C_{est} + 3 \cdot M_{est} \cdot R_1 - 3 \cdot M_{est} \cdot R_2 = 0 \quad (42)$$

$$- \dot{V} \cdot C_{gli} + M_{gli} \cdot R_1 - M_{gli} \cdot R_2 = 0 \quad (43)$$

onde,  $\dot{V}$  é a vazão volumétrica que passa pelo reator ( $L \cdot s^{-1}$ ).

A vazão volumétrica foi obtida a partir dos valores das vazões mássicas da mistura de óleos e etanol e de suas respectivas densidades.

$$\dot{V} = \frac{\dot{m}_{MO}}{\rho_{MO}} + \frac{\dot{m}_{Et}}{\rho_{Et}} \quad (44)$$

em que,  $\rho_{MO}$  e  $\rho_{Et}$  são as densidades da mistura de óleos e do etanol ( $\text{kg.L}^{-1}$ ), respectivamente.

#### 4.3.3 Análise exergética e econômica do sistema

Para as análises realizadas neste capítulo, considerou-se o ambiente como estado de referência padrão para a entalpia ( $h_0$ ), temperatura ( $T_0$ ) e entropia ( $s_0$ ).

##### 4.3.3.1 Análise exergética do trocador de calor para o óleo (TCO)

Para o balanço exergético deste trocador de calor, foi utilizado o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.2.1. As exergias específicas foram obtidas através da entalpia e entropia da linha, que foram geradas através dos dados de temperatura e pressão de cada corrente.

##### 4.3.3.2 Trocador de calor para o etanol (TCEt)

Para o balanço exergético do trocador de calor de etanol, utilizou-se o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.2.1. As exergias específicas foram obtidas através da entalpia e entropia da linha, que foram geradas através dos dados de temperatura e pressão de cada corrente.

##### 4.3.3.3 Caldeira (Cald)

O balanço exergético da caldeira foi desenvolvido no capítulo 4.2.2.1, no qual a corrente de vapor gerada é dada neste sistema pela corrente 5.



#### 4.3.3.4 Reator (Reat)

Para a análise exergética, considerou-se que a temperatura dos componentes se mantém constante ao longo do reator, dessa forma, suas exergias específicas também se manterão constantes.

Entretanto, como ocorre uma reação dentro do reator, a vazão mássica de cada componente não permanecerá constante, havendo o consumo da mistura de óleos e do etanol e formação de éster e glicerol. Assim, para o cálculo da taxa de exergia da mistura de óleos e do etanol, foram consideradas as vazões mássicas consumidas durante a reação.

$$\dot{m}_{MO,Reat} = \dot{m}_{MO} - \dot{m}_{MO,12} \quad (45)$$

$$\dot{m}_{Et,Reat} = \dot{m}_{Et} - \dot{m}_{Et,12} \quad (46)$$

onde,  $\dot{m}_{MO,Reat}$  e  $\dot{m}_{Et,Reat}$  são as vazões mássicas de mistura de óleos e de etanol consumidas no reator ( $\text{kg.s}^{-1}$ ), respectivamente;  $\dot{m}_{BO,12}$  é a vazão mássica de mistura de óleos que não reagiu ( $\text{kg.s}^{-1}$ ) e  $\dot{m}_{Et,12}$  é a vazão mássica de etanol que não reagiu ( $\text{kg.s}^{-1}$ ).

As vazões mássicas de éster e de glicerol produzidos são apresentadas nas Equações 47 e 48, respectivamente.

$$\dot{m}_{est} = \dot{V}.C_{est} \quad (47)$$

$$\dot{m}_{gli} = \dot{V}.C_{gli} \quad (48)$$

em que,  $\dot{m}_{est}$  e  $\dot{m}_{gli}$  são as vazões mássicas de éster e de glicerol produzidos ( $\text{kg.s}^{-1}$ ).

Para o cálculo da entalpia e entropia do éster e do glicerol, consideraram os valores de calor específico constantes e as temperaturas das linhas analisadas. Com esses dados, obtiveram-se os valores de exergias específicas do éster e do glicerol.

Dos dados de vazões mássicas e exergias específicas, obteve-se a taxa de exergia destruída no reator.

$$\dot{m}_{MO,Reat} \cdot e_{x,9} + \dot{m}_{Et,Reat} \cdot e_{x,11} - \dot{m}_{est} \cdot e_{x,est} - \dot{m}_{gli} \cdot e_{x,gli} - \dot{E}_{D,Reat} = 0 \quad (49)$$

em que,  $e_{x,est}$  é a exergia específica do éster ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ) e  $e_{x,gli}$  é a exergia específica do glicerol ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ).

#### 4.3.3.5 Taxa de exergia destruída no sistema

Das análises exergéticas realizadas para os volumes de controle, obteve-se a taxa de exergia destruída para o sistema de produção de biodiesel.

$$\dot{E}_{D,Sist} = \dot{E}_{D,TCO} + \dot{E}_{D,TCEt} + \dot{E}_{D,Cald} + \dot{E}_{D,Reat} \quad (50)$$

onde  $\dot{E}_{D,sist}$  é a taxa de exergia destruída no sistema ( $\text{kJ.s}^{-1}$ )

#### 4.3.3.6 Análise econômica do sistema para um reator

A análise econômica do sistema foi baseada nas correntes de entrada de matérias primas (mistura de óleos, etanol e diesel) e na corrente de saída de produto (éster). Para isso, atribuíram-se seus respectivos custos e obteve-se o lucro gerado no processo.

$$\text{Lucro} = \dot{m}_{est} \cdot ct_{est} - \dot{m}_{Et} \cdot ct_{Et} - \dot{m}_{die} \cdot ct_{die} - \dot{m}_{MO} \cdot (0,99 \cdot ct_{OR} + 0,01 \cdot ct_{OM}) \quad (51)$$

sendo  $ct_{est}$ ,  $ct_{Et}$ ,  $ct_{die}$ ,  $ct_{OR}$  e  $ct_{OM}$  os custos de éster, etanol, diesel, óleo residual e óleo de microalga (R\$), respectivamente.

O custo da mistura de óleos foi baseado na proporção estabelecida para a mistura, 99% de óleo residual e 1% de óleo de microalgas.

#### 4.3.4 Análise paramétrica do modelo matemático do sistema

Foram definidas duas funções objetivo para o processo de otimização do sistema. A primeira consiste em minimizar a razão de exergia destruída do sistema pela quantidade de éster produzido e a segunda consiste em maximizar o lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido.

##### 4.3.4.1 Razão de exergia destruída do sistema pela quantidade de éster produzido

A primeira função objetivo pode ser dividida em duas etapas: determinar a vazão mássica da mistura de óleos ótima e determinar a melhor proporção óleo/etanol.

##### 4.3.4.1.1 Determinação da vazão mássica da mistura de óleos ótima

Na primeira, utilizou-se a relação entre a taxa de exergia destruída no sistema e a quantidade de éster produzido ( $r_b$ ) para obter a vazão mássica ótima da mistura de óleos.

$$r_b = \frac{\dot{E}_{D,sist}}{\dot{m}_{est}} \quad (52)$$

Para isso, fixou-se a vazão mássica de etanol alimentada no sistema e variou-se a vazão mássica da mistura de óleos. Desses dados, plotou-se um gráfico e avaliaram-se os efeitos da vazão mássica da mistura de óleos em relação a  $r_b$ .

##### 4.3.4.1.2 Determinação da melhor proporção óleo/etanol

Para a segunda etapa, após determinar a vazão mássica de mistura de óleos ótima, variou-se diferentes proporções de óleo/etanol ( $r_{oet}$ ) e em seguida,

plotou-se um gráfico para determinar a melhor proporção óleo/etanol que minimiza a taxa de exergia destruída pela vazão mássica de éster produzido.

#### 4.3.4.2 Lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido

Para a segunda função objetivo, fixou-se a vazão mássica da mistura de óleos ótima obtida na primeira função objetivo e variaram-se diferentes proporções de óleo/etanol para obter as vazões mássicas de produção de éster e consumo do diesel, etanol e mistura do óleo. Em seguida, atribuiu-se os custos as respectivas linhas e assim, alcançando o lucro do sistema para cada razão óleo/etanol.

### 4.4 SISTEMA COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

O modelo apresentado no capítulo 4.3 visava simular um processo de produção de biodiesel utilizando etanol, entretanto para efeitos de comparação com a literatura e, para realizar uma simulação mais próxima a realidade industrial, alterou-se este reagente para o metanol. Este sistema ainda foi avaliado de forma a considerar as reações intermediárias da reação de transesterificação (Figura 2) utilizando um reator com posterior recuperação do excesso de metanol por uma destiladora.

#### 4.4.1 Definição do sistema e seus volumes de controle

Para o processo de produção de biodiesel, foram consideradas as etapas de produção de vapor (Caldeira), aquecimento do óleo (Trocador de Calor para o óleo), aquecimento do metanol (Trocador de Calor para o metanol), transesterificação (reator) e recuperação do metanol (destiladora). Cada uma destas etapas forma um volume de controle a ser modelado.

Considerou-se que a mistura de óleo residual de fritura (OR) e de óleo de microalgas (OM) foi realizada no Tanque Mistura de Óleo (TqMO) e, em seguida, a mistura passa pelo trocador de calor (TCO), no qual o óleo é aquecido a 80°C e segue para o reator (Reat).

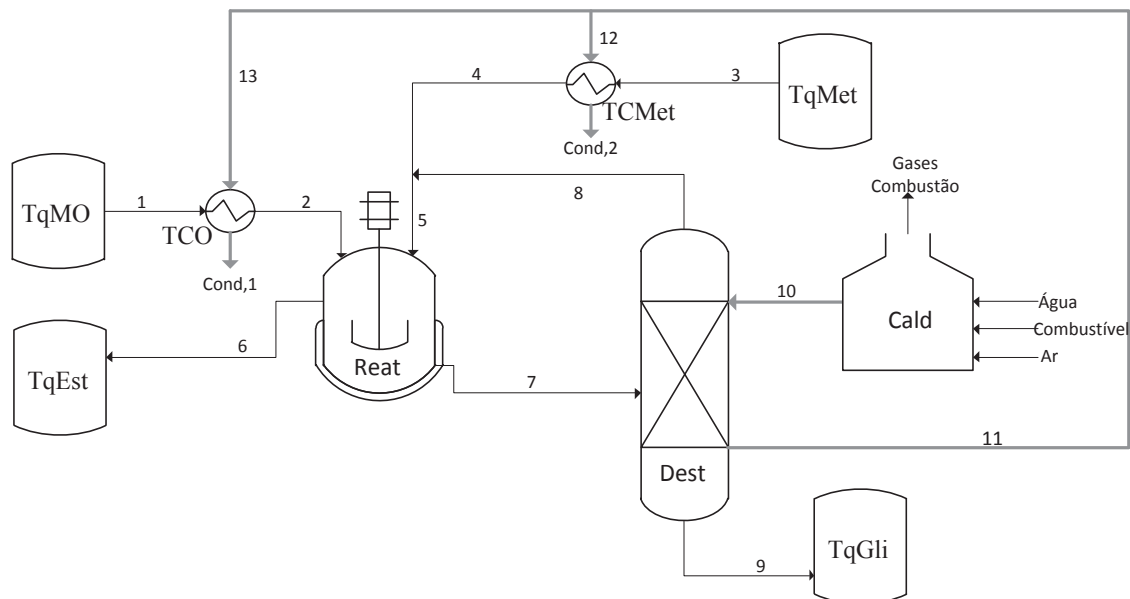
O metanol, proveniente do Tanque de Metanol (TqMet), passa por um trocador de calor (TCMet) para atingir uma temperatura de 80°C e segue para o

reator. O éster produzido é enviado para o Tanque de Éster (TqEst) e a mistura do excesso de metanol com o glicerol produzido prossegue para a Destiladora (Dest), no qual são separados. A corrente de metanol retorna para o reator e a corrente de glicerol segue para o Tanque de Glicerol (TqGli).

Para aquecer a mistura de metanol e glicerol na coluna de destilação, a caldeira (Cald) gera vapor saturado a 165°C. O líquido saturado gerado após essa troca térmica na coluna de destilação entre a mistura metanol/glicerol e vapor saturado, é utilizado para aquecer o metanol e a mistura de óleo residual e microalgas nos trocadores de calor (TCMet e TCO).

O fluxograma do sistema, com os volumes de controle estabelecidos, é apresentado na Figura 9.

FIGURA 9 – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE



FONTE: A autora (2019).

#### 4.4.2 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator com recuperação de reagente

##### 4.4.2.1 Reator (Reat)

Para o modelo do reator, levaram-se em conta as reações intermediárias da transesterificação, conforme etapas apresentadas na Figura 2 do capítulo 2. Considerou-se ainda, que as reações são reversíveis, homogêneas e a entalpia da reação é insignificante se comparada à entalpia gerada no equipamento. O reator do estudo é isotérmico e de mistura ideal.

Como hipótese simplificadora, todo o excesso de metanol sai junto com a corrente de glicerol e o óleo que não reagiu sai junto com a corrente de éster produzido. O metóxido de sódio, catalisador da reação, foi desconsiderado nos modelo devido sua baixa concentração se comparado ao restante dos componentes.

O balanço de massa do reator foi realizado para cada componente da reação de transesterificação: TAG (Equação 53), DAG (Equação 54), MAG (Equação 55), metanol (Equação 56), éster (Equação 57) e glicerol (Equação 58).

$$\dot{n}_2 - \dot{V}_{\text{tot}} \cdot C_{\text{TAG}} - k_1 \cdot A_1 + k_2 \cdot A_2 = 0 \quad (53)$$

$$- \dot{V}_{\text{tot}} \cdot C_{\text{DAG}} + k_1 \cdot A_1 - k_2 \cdot A_2 - k_3 \cdot A_3 + k_4 \cdot A_4 = 0 \quad (54)$$

$$- \dot{V}_{\text{tot}} \cdot C_{\text{MAG}} + k_3 \cdot A_3 - k_4 \cdot A_4 - k_5 \cdot A_5 + k_6 \cdot A_6 = 0 \quad (55)$$

$$\dot{n}_5 - \dot{V}_{\text{tot}} \cdot C_{\text{Met}} - k_1 \cdot A_1 + k_2 \cdot A_2 - k_3 \cdot A_3 + k_4 \cdot A_4 - k_5 \cdot A_5 + k_6 \cdot A_6 = 0 \quad (56)$$

$$- \dot{V}_{\text{tot}} \cdot C_{\text{Est}} + k_1 \cdot A_1 - k_2 \cdot A_2 + k_3 \cdot A_3 - k_4 \cdot A_4 + k_5 \cdot A_5 - k_6 \cdot A_6 = 0 \quad (57)$$

$$- \dot{V}_{\text{tot}} \cdot C_{\text{Gli}} + k_5 \cdot A_5 - k_6 \cdot A_6 = 0 \quad (58)$$

sendo:

$$A_1 = C_{\text{TAG}} \cdot C_{\text{Met}} \cdot V_{\text{R1}} \quad (59)$$

$$A2 = C_{DAG} \cdot C_{Est} \cdot V_{R1} \quad (60)$$

$$A3 = C_{DAG} \cdot C_{Met} \cdot V_{R1} \quad (61)$$

$$A4 = C_{MAG} \cdot C_{Est} \cdot V_{R1} \quad (62)$$

$$A5 = C_{MAG} \cdot C_{Met} \cdot V_{R1} \quad (63)$$

$$A6 = C_{Gli} \cdot C_{Est} \cdot V_{R1} \quad (64)$$

onde  $k_1$ ,  $k_3$  e  $k_5$  são as constantes cinéticas das reações diretas;  $k_2$ ,  $k_4$  e  $k_6$  são as constantes cinéticas das reações inversas;  $C_{TAG}$ ,  $C_{DAG}$ ,  $C_{MAG}$ ,  $C_{Met}$ ,  $C_{Est}$  e  $C_{Gli}$  são as concentrações de TAG, DAG, MAG, metanol, éster e glicerol ( $\text{kg.L}^{-1}$ ), respectivamente;  $\dot{n}_2$  e  $\dot{n}_5$  são as vazões molares que entram no reator para a mistura de óleo e para o metanol ( $\text{mol.s}^{-1}$ ), respectivamente;  $V_{R1}$  é o volume do reator (L) e  $\dot{V}_{tot}$  é a vazão volumétrica que passa pelo reator ( $\text{L.s}^{-1}$ ).

Para o cálculo da vazão molar de entrada do metanol no reator considerou-se uma proporção entre a vazão molar da mistura de óleos e o excesso de metanol, de modo a obter 96% de rendimento final da reação de transesterificação.

$$\dot{n}_5 = \dot{n}_2 \cdot y \quad (65)$$

em que,  $y$  é um valor no qual varia de acordo com a condição estabelecida (96% de rendimento ao final da reação).

Os valores das constantes cinéticas foram retirados da literatura (BASHIRI E POUBEIRAM, 2016) e a vazão volumétrica foi obtida a partir da Equação 66.

$$\dot{V}_{tot} = \frac{\dot{n}_2 \cdot M_{TAG}}{\rho_{TAG}} + \frac{\dot{n}_5 \cdot M_{Met}}{\rho_{Met}} \quad (66)$$

em que,  $\rho_{TAG}$  é a densidade da mistura de óleos ( $\text{kg.L}^{-1}$ );  $\rho_{Met}$  é a densidade do metanol ( $\text{kg.L}^{-1}$ );  $M_{TAG}$  é massa molar da mistura de óleo ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ) e  $M_{Met}$  é massa molar do metanol ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ).

O cálculo da vazão molar para cada componente na saída do reator é apresentado nas Equações 67 a 72.

$$\dot{n}_{TAG,out} = C_{TAG} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (67)$$

$$\dot{n}_{DAG,out} = C_{DAG} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (68)$$

$$\dot{n}_{MAG,out} = C_{MAG} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (69)$$

$$\dot{n}_{Met,out} = C_{Met} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (70)$$

$$\dot{n}_{Est,out} = C_{Est} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (71)$$

$$\dot{n}_{Gli,out} = C_{Gli} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (72)$$

onde,  $\dot{n}_{TAG,out}$ ,  $\dot{n}_{DAG,out}$ ,  $\dot{n}_{MAG,out}$ ,  $\dot{n}_{Met,out}$ ,  $\dot{n}_{Est,out}$  e  $\dot{n}_{Gli,out}$  são as vazões molares de saída do reator para TAG, DAG, MAG, metanol, éster e glicerol, respectivamente ( $\text{mol.s}^{-1}$ ).

#### 4.4.2.2 Destiladora (Dest)

O balanço energético da destiladora é apresentado no capítulo 4.2.1.3, sendo a corrente de alimentação da coluna a corrente 7, a de recuperação de reagente a corrente 8, a corrente de fundo a 9 e o reagente em excesso, o metanol.



#### 4.4.2.3 Caldeira (Cald)

O modelo da caldeira foi desenvolvido no capítulo 4.2.1.2, no qual a corrente de geração de vapor é a corrente 10.

A eficiência da caldeira é de 85% e a razão de ar/combustível (rac) foi determinada no valor de 10, garantindo assim a queima total do combustível.

#### 4.4.2.4 Trocador de Calor para o Óleo (TCO)

Para o balanço energético do trocador de calor para o óleo, foi utilizado o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.1.1. A corrente fria é constituída das correntes 1 e 2 e a corrente quente, é formada pelas correntes 13 e cond,1.

Desse balanço, foi possível obter a vazão mássica de vapor necessária para aquecer o óleo à temperatura estipulada (80°C) para a reação de transesterificação.

#### 4.4.2.5 Trocador de Calor para o Metanol (TCMet)

Para o balanço energético do trocador de calor para o metanol, foi utilizado o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.1.1. A corrente fria é constituída das correntes 3 e 4 e a corrente quente, é formada pelas correntes 12 e cond,2.

A partir das análises energéticas dos trocadores de calor do óleo e do metanol, determinou-se a vazão mássica de líquido saturado total necessário a ser utilizada para aquecer os reagentes (mistura de óleos e metanol).

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13} \quad (73)$$

onde  $\dot{m}_{11}$  é a vazão mássica de líquido saturado total proveniente da corrente de saída de aquecimento da destiladora ( $\text{kg.s}^{-1}$ ) e,  $\dot{m}_{13}$  e  $\dot{m}_{12}$  são as vazões mássicas de líquido saturado que entram no trocador de calor do óleo e do metanol, respectivamente ( $\text{kg.s}^{-1}$ ).

#### 4.4.3 Análise exergética do sistema

Para as análises realizadas neste capítulo, considerou-se o ambiente como estado de referência padrão para a entalpia ( $h_0$ ), temperatura ( $T_0$ ) e entropia ( $s_0$ ).

##### 4.4.3.1 Análise exergética para o reator (Reat)

Para a análise exergética, considerou-se que a temperatura dos componentes se mantém constante ao longo do reator, consequentemente, suas exergias específicas também se manterão constantes. Como há uma reação no reator, as vazões mássicas dos componentes variam e assim, para o cálculo das taxas de exergias, devem ser consideradas as vazões mássicas consumidas durante a reação.

$$\dot{m}_{MO,Reat} = \dot{n}_2 \cdot M_{TAG} - (\dot{n}_{TAG,out} \cdot M_{TAG} + \dot{n}_{DAG,out} \cdot M_{DAG} + \dot{n}_{MAG,out} \cdot M_{MAG}) \quad (74)$$

$$\dot{m}_{Met,Reat} = \dot{n}_5 \cdot M_{Met} - \dot{n}_{Met,out} \cdot M_{Met} \quad (75)$$

onde,  $\dot{m}_{MO,Reat}$  é a vazão mássica da mistura de óleos consumida no reator ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{m}_{Met,Reat}$  é a vazão mássica do metanol consumido no reator ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_2$  é a vazão molar da mistura de óleos alimentada no reator ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_5$  é a vazão molar do metanol alimentado no reator ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{TAG,out}$  é a vazão molar de TAG que não reagiu ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{DAG,out}$  é a vazão molar de DAG que não reagiu ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{MAG,out}$  é a vazão molar de MAG que não reagiu ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{Met,out}$  é a vazão molar de metanol que não reagiu ( $\text{mol.s}^{-1}$ ) e  $M_{TAG}$ ,  $M_{DAG}$ ,  $M_{MAG}$ ,  $M_{Met}$  são as massas molares do TAG, DAG, MAG e metanol, respectivamente ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ).

As vazões mássicas de éster e de glicerol produzidos no reator são apresentadas nas Equações 76 e 77, respectivamente.

$$\dot{m}_{6,Est} = \dot{n}_{Est,out} \cdot M_{Est} \quad (76)$$

$$\dot{m}_{7,Gli} = \dot{n}_{Gli,out} \cdot M_{Gli} \quad (77)$$

em que,  $\dot{m}_{6,Est}$  é a vazão mássica do éster produzido no reator ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{m}_{7,Gli}$  é a vazão mássica do glicerol produzido no reator ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{Est,out}$  é a vazão molar de éster produzida no reator ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{Gli,out}$  é a vazão molar de éster produzida no reator ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $M_{Est}$  é a massa molar do éster ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ) e  $M_{Gli}$  é a massa molar do glicerol ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ).

Para o cálculo da entalpia e entropia do éster, do glicerol e da mistura de óleo, consideraram os valores de calor específico constantes e as temperaturas de cada linha analisada. A entalpia e entropia do metanol foram obtidas através do software EES com os dados de temperatura e pressão de cada linha analisada. As exergias específicas para cada componente foram encontradas através da Equação 6.

Dos dados de vazões mássicas e exergias específicas, obteve-se a taxa de exergia destruída no reator.

$$\dot{m}_{MO,Reat} \cdot e_{x,2} + \dot{m}_{Met,Reat} \cdot e_{x,5} - \dot{m}_{6,Est} \cdot e_{x,est} - \dot{m}_{7,Gli} \cdot e_{x,gli} - \dot{E}_{D,Reat} = 0 \quad (78)$$

em que,  $e_{x,2}$  é a exergia específica da mistura do óleo ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ),  $e_{x,5}$  é a exergia específica do metanol ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ );  $e_{x,est}$  é a exergia específica do éster ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ),  $e_{x,gli}$  é a exergia específica do glicerol ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ) e  $\dot{E}_{D,Reat}$  é a taxa de exergia destruída no reator ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ).

#### 4.4.3.2 Análise exergética para a destiladora (Dest)

A análise exergética da destiladora foi desenvolvida e é apresentada no capítulo 4.2.2.3.

#### 4.4.3.3 Análise exergética para a caldeira (Cald)

A análise exergética da caldeira é apresentada no capítulo 4.2.2.2.

#### 4.4.3.4 Análise exergética para o trocador de calor para o óleo (TCO)

Para o trocador de calor para óleo, foi realizada a análise exergética por meio do modelo desenvolvido no capítulo 4.2.2.1.

#### 4.4.3.5 Análise exergética para o trocador de calor para o metanol (TCMet)

A análise exergética deste trocador de calor foi realizada através do modelo desenvolvido no capítulo 4.2.2.1.

#### 4.4.3.6 Taxa de exergia destruída no sistema

Das análises exergéticas realizadas para os volumes de controle, obteve-se a taxa de exergia destruída para o sistema de produção de biodiesel com um reator e com recuperação de reagente.

$$\dot{E}_{D,Sist} = \dot{E}_{D,Reat} + \dot{E}_{D,Dest} + \dot{E}_{D,Cald} + \dot{E}_{D,TCO} + \dot{E}_{D,TCMet} \quad (79)$$

onde,  $\dot{E}_{D,sist}$  é a taxa de exergia destruída no sistema ( $\text{kJ.s}^{-1}$ )

#### 4.4.4 Análise paramétrica do sistema

Para a análise paramétrica do sistema com um reator com recuperação de reagente, variaram-se as vazões mássicas de entrada da mistura de óleo no reator e a variou-se a composição dessa mistura de óleo de 0 a 5% de OM.

Foram definidas duas funções objetivo para o processo. A primeira consiste na obtenção do lucro do sistema em função da vazão de óleo consumido e na segunda função objetivo, considera-se o valor da exergia destruída do sistema nos cálculos do lucro obtido em função do óleo consumido.

#### 4.4.4.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido

O lucro do sistema foi baseado nas correntes de entrada de matérias primas (mistura de óleos, metanol e diesel), nas correntes de saída de produto e de reagente recuperado (éster e metanol, respectivamente) e da composição da mistura de óleos (óleo residual e óleo de microalgas).

$$\text{Lucro} = \dot{m}_{\text{Est}} \cdot \text{ct}_{\text{est}} - \dot{m}_{\text{Met,cons}} \cdot \text{ct}_{\text{Met}} - \dot{m}_{\text{die}} \cdot \text{ct}_{\text{die}} - \dot{m}_{\text{MO}} \cdot \text{ct}_{\text{MO}} \quad (80)$$

$$\text{ct}_{\text{MO}} = z \cdot \text{ct}_{\text{OMA}} + (1 - z) \cdot \text{ct}_{\text{OR}} \quad (81)$$

sendo  $\text{ct}_{\text{est}}$ ,  $\text{ct}_{\text{Met}}$ ,  $\text{ct}_{\text{die}}$ ,  $\text{ct}_{\text{OR}}$  e  $\text{ct}_{\text{OM}}$  os custos de éster, etanol, diesel, óleo residual e óleo de microalga ( $\text{R}\$. \text{kg}^{-1}$ ), respectivamente;  $z$  a porcentagem de óleo de microalgas presente na mistura e  $\dot{m}_{\text{Met,cons}}$  a vazão mássica de metanol utilizada no processo ( $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ ).

#### 4.4.4.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido

O lucro do sistema foi baseado nas correntes de entrada de matérias primas (mistura de óleos, metanol e diesel), nas correntes de saída de produto e de reagente recuperado (éster e metanol, respectivamente), da composição de cada óleo na mistura de óleos (óleo residual e óleo de microalgas) e da exergia destruída no sistema que possui relação direta com o consumo e custos de eletricidade.

$$\text{Lucro}_{\text{E}_d} = \dot{m}_{\text{Est}} \cdot \text{ct}_{\text{est}} - \dot{m}_{\text{Met,cons}} \cdot \text{ct}_{\text{Met}} - \dot{m}_{\text{die}} \cdot \text{ct}_{\text{die}} - \dot{m}_{\text{MO}} \cdot \text{ct}_{\text{MO}} - \dot{E}_{\text{D,sist}} \cdot \text{ct}_{\text{ee}} \quad (82)$$

$$\text{ct}_{\text{MO}} = z \cdot \text{ct}_{\text{OMA}} + (1 - z) \cdot \text{ct}_{\text{OR}} \quad (83)$$

sendo  $\text{ct}_{\text{est}}$ ,  $\text{ct}_{\text{Met}}$ ,  $\text{ct}_{\text{die}}$ ,  $\text{ct}_{\text{OR}}$  e  $\text{ct}_{\text{OM}}$  os custos de éster, etanol, diesel, óleo residual e óleo de microalga ( $\text{R}\$. \text{kg}^{-1}$ ), respectivamente;  $\text{ct}_{\text{ee}}$  é o custo de eletricidade

(R\$.MWh<sup>-1</sup>); z a porcentagem de óleo de microalgas presente na mistura e  $\dot{m}_{\text{Met,cons}}$  a vazão mássica de metanol utilizada no processo (kg.s<sup>-1</sup>).

## 4.5 SISTEMA COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

### 4.5.1 Definição do sistema e seus volumes de controle

Para este sistema foram consideradas as etapas de produção de vapor (Caldeira), aquecimento do óleo (Trocador de Calor para o óleo), aquecimento do metanol (Trocador de Calor para o metanol 1 e Trocador de Calor para o metanol 2), transesterificação (reator 1 e reator 2) e recuperação do metanol (destiladora). Cada uma destas etapas forma um volume de controle a ser modelado.

A mistura de óleo residual de fritura (OR) e de óleo de microalgas (OM) foi realizada no Tanque Mistura de Óleo (TqMO) e, em seguida, passa pelo trocador de calor (TCO), no qual o óleo é aquecido a 80°C e segue para o reator 1 (Reat1).

O metanol, proveniente do Tanque de Metanol (TqMet), passa pelo trocador de calor para o metanol 1 (TCMet1) para atingir uma temperatura de 80°C e segue para o reator 1. O éster produzido e o óleo que não reagiu (TAG, DAG e MAG) são enviados para o reator 2 (Reat2) e a mistura do excesso de metanol com o glicerol produzido prossegue para a Destiladora (Dest).

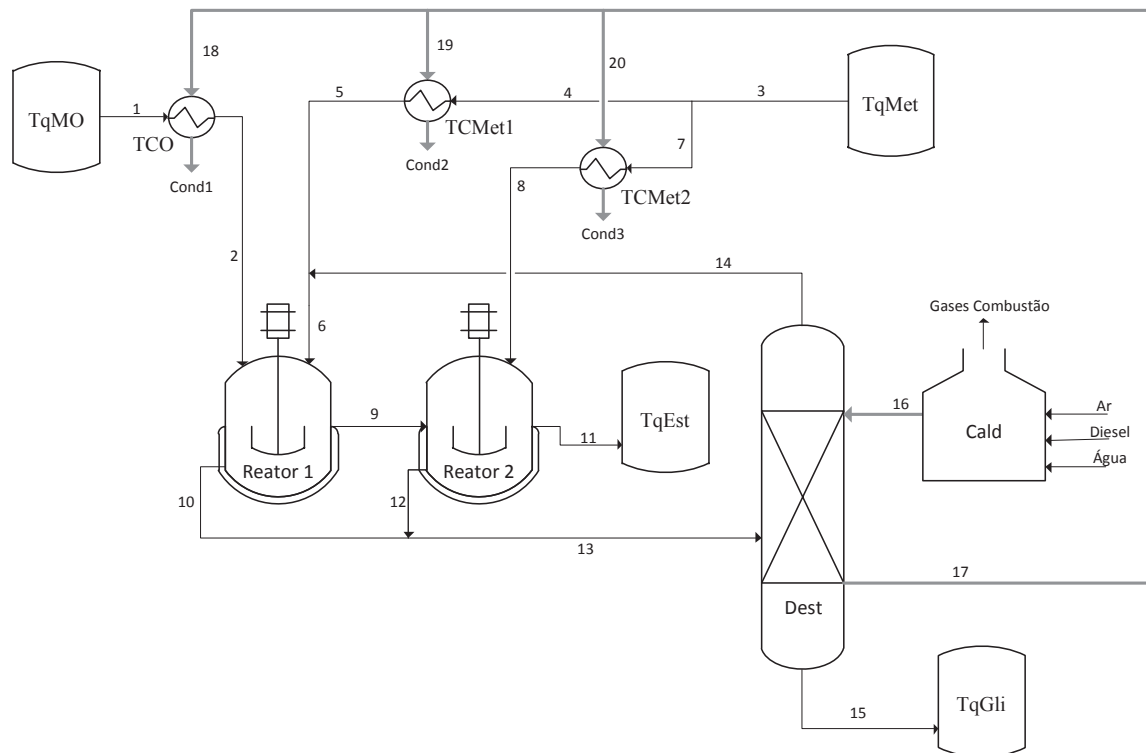
Outra corrente de metanol, proveniente do Tanque de metanol, passa pelo trocador de calor de metanol 2 (TCMet2) e segue para o reator 2. Após a reação, a corrente de éster segue para o Tanque de éster (TqEst) e a mistura de excesso de metanol e glicerol produzido é enviada para a destiladora.

As duas correntes de excesso de metanol e glicerol produzido oriundas dos reatores juntam-se e alimentam a destiladora. Após sua separação, o metanol retorna para o reator 1 e o glicerol é enviado para o Tanque de Glicerol (TqGli).

Para aquecer a mistura de metanol e glicerol na coluna de destilação, a caldeira (Cald) gera vapor saturado a 165°C. O líquido saturado gerado após essa troca térmica na coluna de destilação entre a mistura metanol/glicerol e vapor saturado, é utilizado para aquecer a mistura de óleo residual e microalgas e o metanol nos trocadores de calor (TCO, TCMet1 e TCMet2).

O fluxograma do sistema, com os volumes de controle estabelecidos, é apresentado na Figura 10.

FIGURA 10 – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE



FONTE: A autora (2019).

#### 4.5.2 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente

##### 4.5.2.1 Reator 1 (Reat1)

Para efeitos de comparação determinou-se um volume total fixo disponível para a reação de transesterificação, ou seja, o volume do reator 1 e do reator 2 são iguais e equivalem a metade do volume do reator utilizado nas simulações do sistema com destiladora para um reator.

O modelo e as considerações realizadas para o reator 1 são análogas ao desenvolvido para o reator do sistema com um reator com recuperação de reagente, para maiores detalhes, verificar o capítulo 4.4.2.1.

O cálculo da vazão molar para cada componente na saída do reator é apresentado nas Equações 84 a 89.

$$\dot{n}_{TAG,out} = C_{TAG} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (84)$$

$$\dot{n}_{DAG,out} = C_{DAG} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (85)$$

$$\dot{n}_{MAG,out} = C_{MAG} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (86)$$

$$\dot{n}_{Met,out} = C_{Met} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (87)$$

$$\dot{n}_{Est,out} = C_{Est} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (88)$$

$$\dot{n}_{Gli,out} = C_{Gli} \cdot \dot{V}_{tot} \quad (89)$$

onde,  $\dot{n}_{TAG,out}$ ,  $\dot{n}_{DAG,out}$ ,  $\dot{n}_{MAG,out}$ ,  $\dot{n}_{Met,out}$ ,  $\dot{n}_{Est,out}$  e  $\dot{n}_{Gli,out}$  são as vazões molares de saída do reator para TAG, DAG, MAG, metanol, éster e glicerol, respectivamente ( $\text{mol.s}^{-1}$ ).

#### 4.5.2.2 Reator 2 (Reat2)

O balanço de massa do reator 2 foi realizado para cada componente da reação de transesterificação: TAG (Equação 91), DAG (Equação 92), MAG (Equação 93), metanol (Equação 94), éster (Equação 95) e glicerol (Equação 96).

$$\dot{n}_{TAG,out} - \dot{V}_{tot,2} \cdot C_{TAG,2} - k_1 \cdot A_7 + k_2 \cdot A_8 = 0 \quad (90)$$



$$\dot{n}_{\text{DAG,out}} - \dot{V}_{\text{tot},2} \cdot C_{\text{DAG},2} + k_1 \cdot A_7 - k_2 \cdot A_8 - k_3 \cdot A_9 + k_4 \cdot A_{10} = 0 \quad (91)$$

$$\dot{n}_{\text{MAG,out}} - \dot{V}_{\text{tot},2} \cdot C_{\text{MAG},2} + k_3 \cdot A_9 - k_4 \cdot A_{10} - k_5 \cdot A_{11} + k_6 \cdot A_{12} = 0 \quad (92)$$

$$\dot{n}_8 - \dot{V}_{\text{tot},2} \cdot C_{\text{Met},2} - k_1 \cdot A_7 + k_2 \cdot A_8 - k_3 \cdot A_9 + k_4 \cdot A_{10} - k_5 \cdot A_{11} + k_6 \cdot A_{12} = 0 \quad (93)$$

$$\dot{n}_{\text{Est,out}} - \dot{V}_{\text{tot},2} \cdot C_{\text{Est},2} + k_1 \cdot A_7 - k_2 \cdot A_8 + k_3 \cdot A_9 - k_4 \cdot A_{10} + k_5 \cdot A_{11} - k_6 \cdot A_{12} = 0 \quad (94)$$

$$- \dot{V}_{\text{tot},2} \cdot C_{\text{Gli},2} + k_5 \cdot A_{11} - k_6 \cdot A_{12} = 0 \quad (95)$$

sendo:

$$A_7 = C_{\text{TAG},2} \cdot C_{\text{Met},2} \cdot V_{R2} \quad (96)$$

$$A_8 = C_{\text{DAG},2} \cdot C_{\text{Est},2} \cdot V_{R2} \quad (97)$$

$$A_9 = C_{\text{DAG},2} \cdot C_{\text{Met},2} \cdot V_{R2} \quad (98)$$

$$A_{10} = C_{\text{MAG},2} \cdot C_{\text{Est},2} \cdot V_{R2} \quad (99)$$

$$A_{11} = C_{\text{MAG},2} \cdot C_{\text{Met},2} \cdot V_{R2} \quad (100)$$

$$A_{12} = C_{\text{Gli},2} \cdot C_{\text{Est},2} \cdot V_{R2} \quad (101)$$

onde,  $C_{\text{TAG},2}$ ,  $C_{\text{DAG},2}$ ,  $C_{\text{MAG},2}$ ,  $C_{\text{Met},2}$ ,  $C_{\text{Est},2}$  e  $C_{\text{Gli},2}$  são as concentrações de TAG, DAG, MAG, metanol, éster e glicerol no reator 2 ( $\text{kg.L}^{-1}$ ), respectivamente;  $\dot{n}_{\text{TAG,out}}$ ,

$\dot{n}_{\text{DAG,out}}$ ,  $\dot{n}_{\text{MAG,out}}$ ,  $\dot{n}_{\text{Est,out}}$ ,  $\dot{n}_{\text{Gli,out}}$  e  $\dot{n}_8$  são as vazões molares de TAG, DAG, MAG, metanol, éster e glicerol que entram no reator 2 ( $\text{mol.s}^{-1}$ ), respectivamente;  $V_{\text{R2}}$  é o volume do reator 2 (L) e  $\dot{V}_{\text{tot},2}$  é a vazão volumétrica que passa pelo reator ( $\text{L.s}^{-1}$ ).

Para o cálculo da vazão molar de entrada do metanol no reator 2 considerou-se uma proporção entre a vazão molar da corrente de entrada do reator e a vazão molar de metanol alimentada, de modo a obter 96% de rendimento final da reação de transesterificação.

$$\dot{n}_8 = \dot{n}_9 \cdot y_2 \quad (102)$$

e,

$$\dot{n}_9 = \dot{n}_{\text{TAG,out}} + \dot{n}_{\text{DAG,out}} + \dot{n}_{\text{MAG,out}} + \dot{n}_{\text{Est,out}} \quad (103)$$

em que,  $y_2$  é um valor no qual varia de acordo com a condição estabelecida e  $\dot{n}_9$  é a vazão molar da corrente que entra no reator 2 ( $\text{mol.s}^{-1}$ )

A vazão volumétrica foi obtida a partir da Equação 104. Para simplificação dos cálculos, utilizou-se a mesma densidade para o DAG, o MAG e o TAG.

$$\dot{V}_{\text{tot},2} = \frac{\dot{m}_{9,\text{MO}}}{\rho_{\text{TAG}}} + \frac{\dot{n}_8 \cdot M_{\text{Met}}}{\rho_{\text{Met}}} + \frac{\dot{n}_{\text{Est,out}} \cdot M_{\text{Est}}}{\rho_{\text{Est}}} \quad (104)$$

$$\dot{m}_{9,\text{MO}} = \dot{n}_{\text{TAG,out}} \cdot M_{\text{TAG}} + \dot{n}_{\text{DAG,out}} \cdot M_{\text{DAG}} + \dot{n}_{\text{MAG,out}} \cdot M_{\text{MAG}} \quad (105)$$

em que,  $\rho_{\text{Est}}$  é a densidade do éster ( $\text{kg.L}^{-1}$ ) e  $M_{\text{Est}}$  é massa molar do éster ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ).

O cálculo da vazão molar para cada componente na saída do reator é apresentado nas Equações 106 a 111.

$$\dot{n}_{\text{TAG,out}2} = C_{\text{TAG},2} \cdot \dot{V}_{\text{tot},2} \quad (106)$$

$$\dot{n}_{\text{DAG,out2}} = C_{\text{DAG},2} \cdot \dot{V}_{\text{tot},2} \quad (107)$$

$$\dot{n}_{\text{MAG,out2}} = C_{\text{MAG},2} \cdot \dot{V}_{\text{tot},2} \quad (108)$$

$$\dot{n}_{\text{Met,out2}} = C_{\text{Met},2} \cdot \dot{V}_{\text{tot},2} \quad (109)$$

$$\dot{n}_{\text{Est,out2}} = C_{\text{Est},2} \cdot \dot{V}_{\text{tot},2} \quad (110)$$

$$\dot{n}_{\text{Gli,out2}} = C_{\text{Gli},2} \cdot \dot{V}_{\text{tot},2} \quad (111)$$

onde,  $\dot{n}_{\text{TAG,out2}}$ ,  $\dot{n}_{\text{DAG,out2}}$ ,  $\dot{n}_{\text{MAG,out2}}$ ,  $\dot{n}_{\text{Met,out2}}$ ,  $\dot{n}_{\text{Est,out2}}$  e  $\dot{n}_{\text{Gli,out2}}$  são as vazões molares de saída do reator para TAG, DAG, MAG, metanol, éster e glicerol, respectivamente ( $\text{mol.s}^{-1}$ ).

#### 4.5.2.3 Destiladora (Dest)

O modelo da destiladora foi desenvolvido no capítulo 4.2.1.3. A corrente de entrada neste sistema é a corrente 13, proveniente dos dois reatores, a corrente 14 é a de recuperação de metanol do topo da coluna e a corrente 15 é a de fundo da coluna. As correntes 16 e 17 são de vapor saturado e líquido saturado que entram e saem da coluna, respectivamente.

#### 4.5.2.4 Caldeira (Cald)

O modelo da caldeira também foi desenvolvido anteriormente e pode ser estudado com mais detalhes no capítulo 4.2.2.2. A corrente de vapor saturado produzido na caldeira neste sistema é a corrente 16.

#### 4.5.2.5 Trocador de Calor para o Óleo (TCO)

O modelo do trocador de calor foi desenvolvido no capítulo 4.2.1.1. A corrente fria é constituída das correntes 1 e 2 e a corrente quente, é formada pelas correntes 18 e cond,1.

#### 4.5.2.6 Trocador de Calor para o Metanol 1 (TCMet1)

Para o balanço energético do trocador de calor para o metanol, foi utilizado o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.1.1. A corrente fria é constituída das correntes 4 e 5 e a corrente quente, é formada pelas correntes 19 e cond,2.

#### 4.5.2.7 Trocador de Calor para o Metanol 2 (TCMet2)

Para o balanço energético do trocador de calor para o metanol, foi utilizado o modelo desenvolvido no capítulo 4.2.1.1. A corrente fria é constituída das correntes 7 e 8 e a corrente quente, é formada pelas correntes 20 e cond,3.

A partir das análises energéticas dos trocadores de calor do óleo, metanol 1 e metanol 2, determinou-se a vazão mássica de líquido saturado total necessário a ser utilizada para aquecer os reagentes (mistura de óleos e metanol), Equação 112.

$$\dot{m}_{17} = \dot{m}_{18} + \dot{m}_{19} + \dot{m}_{20} \quad (112)$$

onde  $\dot{m}_{17}$  é a vazão mássica de líquido saturado total proveniente da destiladora ( $\text{kg.s}^{-1}$ ) e,  $\dot{m}_{18}$ ,  $\dot{m}_{19}$  e  $\dot{m}_{20}$  são as vazões mássicas de líquido saturado que entram no trocador de calor do óleo, metanol 1 e metanol 2, respectivamente ( $\text{kg.s}^{-1}$ ).

#### 4.5.3 Análise exérgica do sistema

Para as análises realizadas neste capítulo, considerou-se o ambiente como estado de referência padrão para a entalpia ( $h_0$ ), temperatura ( $T_0$ ) e entropia ( $s_0$ ).

#### 4.5.3.1 Análise exergética para o reator 1 (Reat1)

A análise exergética do reator 1, é análoga a análise exergética do reator do sistema com um reator com recuperação de reagente, apresentada no capítulo 4.4.3.1.

#### 4.5.3.2 Análise exergética para o reator 2 (Reat2)

As Equações 113 e 114 apresentam as vazões mássicas consumidas durante a reação.

$$\dot{m}_{MO,Reat2} = \Delta \dot{n}_{TAG} \cdot M_{TAG} + \Delta \dot{n}_{DAG} \cdot M_{DAG} + \Delta \dot{n}_{MAG} \cdot M_{MAG} \quad (113)$$

$$\dot{m}_{Met,Reat2} = \dot{n}_8 \cdot M_{Met} - \dot{n}_{Met,out2} \cdot M_{Met} \quad (114)$$

onde,

$$\Delta \dot{n}_{TAG} = \dot{n}_{TAG,out} - \dot{n}_{TAG,out2} \quad (115)$$

$$\Delta \dot{n}_{DAG} = \dot{n}_{DAG,out} - \dot{n}_{DAG,out2} \quad (116)$$

$$\Delta \dot{n}_{MAG} = \dot{n}_{MAG,out} - \dot{n}_{MAG,out2} \quad (117)$$

onde,  $\dot{m}_{MO,Reat2}$  é a vazão mássica da mistura de óleos consumida no reator 2 ( $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ );  $\dot{m}_{Met,Reat2}$  é a vazão mássica do metanol consumido no reator 2 ( $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ );  $\dot{n}_8$  é a vazão molar do metanol alimentado no reator ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{TAG,out}$  e  $\dot{n}_{TAG,out2}$  são as vazões molares de TAG que não reagiram nos reatores 1 e 2, respectivamente ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{DAG,out}$  e  $\dot{n}_{DAG,out2}$  são as vazões molares de DAG que não reagiram nos reatores 1 e 2, respectivamente ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{MAG,out}$  e  $\dot{n}_{MAG,out2}$  são as vazões molares de MAG que não reagiram nos reatores 1 e 2, respectivamente ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ );

$\dot{n}_{\text{Met,out2}}$  é a vazão molar de metanol que não reagiu no reator 2 ( $\text{mol.s}^{-1}$ ) e  $M_{\text{TAG}}$ ,  $M_{\text{DAG}}$ ,  $M_{\text{MAG}}$ ,  $M_{\text{Met}}$  são as massas molares do TAG, DAG, MAG e metanol, respectivamente ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ).

As vazões mássicas de éster e de glicerol produzidos no reator são apresentadas nas Equações 118 e 119, respectivamente.

$$\dot{m}_{11,\text{Est}} = \dot{n}_{\text{Est,out2}} \cdot M_{\text{Est}} \quad (118)$$

$$\dot{m}_{12,\text{Gli}} = \dot{n}_{\text{Gli,out2}} \cdot M_{\text{Gli}} \quad (119)$$

em que,  $\dot{m}_{11,\text{Est}}$  é a vazão mássica do éster produzido no reator 2 ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{m}_{12,\text{Gli}}$  é a vazão mássica do glicerol produzido no reator 2 ( $\text{kg.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{\text{Est,out2}}$  é a vazão molar de éster produzida no reator 2 ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $\dot{n}_{\text{Gli,out2}}$  é a vazão molar de éster produzida no reator 2 ( $\text{mol.s}^{-1}$ );  $M_{\text{Est}}$  é a massa molar do éster ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ) e  $M_{\text{Gli}}$  é a massa molar do glicerol ( $\text{kg.mol}^{-1}$ ).

Dos dados de vazões mássicas e exergias específicas, obteve-se a taxa de exergia destruída no reator.

$$\dot{m}_{\text{MO,Reat2}} \cdot e_{x,2} + \dot{m}_{\text{Met,Reat2}} \cdot e_{x,8} - \dot{m}_{11,\text{Est}} \cdot e_{x,\text{est}} - \dot{m}_{12,\text{Gli}} \cdot e_{x,\text{gli}} - \dot{E}_{D,\text{Reat2}} = 0 \quad (120)$$

em que,  $e_{x,2}$  é a exergia específica da mistura do óleo ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ),  $e_{x,8}$  é a exergia específica do metanol ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ );  $e_{x,\text{est}}$  é a exergia específica do éster ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ),  $e_{x,\text{gli}}$  é a exergia específica do glicerol ( $\text{kJ.kg}^{-1}$ ) e  $\dot{E}_{D,\text{Reat2}}$  é a taxa de exergia destruída no reator ( $\text{kJ.s}^{-1}$ ).

#### 4.5.3.3 Análise exergética para a destiladora (Dest)

Para análise exergética da destiladora, foi desenvolvido o modelo no capítulo 4.2.2.3.

#### 4.5.3.4 Análise exergética para a caldeira (Cald)

A análise exergética da caldeira também foi apresentada anteriormente no capítulo 4.2.2.2.

#### 4.5.3.5 Análise exergética para o trocador de calor para o óleo (TCO)

A análise exergética do trocador de calor foi desenvolvida anteriormente no capítulo 4.2.2.1

#### 4.5.3.6 Análise exergética para o trocador de calor para o metanol 1 (TCMet1)

A análise exergética do trocador de calor foi desenvolvida anteriormente no capítulo 4.2.2.1

#### 4.5.3.7 Análise exergética para o trocador de calor para o metanol 2 (TCMet2)

A análise exergética do trocador de calor foi desenvolvida anteriormente no capítulo 4.2.2.1

#### 4.5.3.8 Taxa de exergia destruída no sistema

Das análises exergéticas realizadas para os volumes de controle, obteve-se a taxa de exergia destruída para o sistema com destiladora para dois reatores em série para a produção de biodiesel, conforme apresentado na Equação 121.

$$\dot{E}_{D,Sist} = \dot{E}_{D,Reat} + \dot{E}_{D,Reat2} + \dot{E}_{D,Dest} + \dot{E}_{D,Cald} + \dot{E}_{D,TCO} + \dot{E}_{D,TCMet} + \dot{E}_{D,TCMet2} \quad (121)$$

onde,  $\dot{E}_{D,sist}$  é a taxa de exergia destruída no sistema ( $\text{kJ.s}^{-1}$ )

#### 4.5.4 Análise paramétrica do sistema

Na análise paramétrica do sistema com dois reatores em série, além das variações nas vazões mássicas de entrada da mistura de óleo e da composição da mistura de óleos, foram avaliadas duas diferentes condições de operação dos dois reatores em série. Em ambos os casos, para o segundo reator, a condição de operação imposta foi a obtenção de 96% de conversão na reação de transesterificação.

Para o reator 1, a primeira condição imposta foi a variação da proporção molar de metanol em relação a vazão molar da mistura de óleo, ou seja, para cada simulação, variou-se a vazão de óleo e a proporção molar de excesso de metanol ficou constante, sendo realizadas o total de 5 simulações para as proporções de 6, 7, 8, 9 e 10 mols.

A segunda condição imposta ao reator 1, foi o rendimento da reação de transesterificação, ou seja, quantidade de excesso de metanol adicionada ao reator foi determinada em função de se obter 75, 80, 85 e 90% de conversão na reação de transesterificação.

Foram definidas duas funções objetivo para o processo. A primeira consiste na obtenção do lucro do sistema em função da vazão de óleo consumido e na segunda função objetivo, considera-se o valor da exergia destruída do sistema nos cálculos do lucro obtido em função do óleo consumido.

##### 4.5.4.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido

O lucro do sistema foi baseado nas correntes de entrada de matérias primas (mistura de óleos, metanol e diesel), nas correntes de saída de produto e de reagente recuperado (éster e metanol, respectivamente) e da composição da mistura de óleos (óleo residual e óleo de microalgas).

$$\text{Lucro} = \dot{m}_{\text{Est}} \cdot ct_{\text{Est}} - \dot{m}_{\text{Met,cons}} \cdot ct_{\text{Met}} - \dot{m}_{\text{die}} \cdot ct_{\text{die}} - \dot{m}_{\text{MO}} \cdot ct_{\text{MO}} \quad (122)$$

$$ct_{\text{MO}} = z \cdot ct_{\text{OMA}} + (1 - z) \cdot ct_{\text{OR}} \quad (123)$$



sendo  $ct_{est}$ ,  $ct_{Met}$ ,  $ct_{die}$ ,  $ct_{OR}$  e  $ct_{OM}$  os custos de éster, etanol, diesel, óleo residual e óleo de microalga ( $R\$.kg^{-1}$ ), respectivamente;  $z$  a porcentagem de óleo de microalgas presente na mistura e  $\dot{m}_{Met,cons}$  a vazão mássica de metanol utilizada no processo ( $kg.s^{-1}$ ).

#### 4.5.4.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido

O lucro do sistema foi baseado nas correntes de entrada de matérias primas (mistura de óleos, metanol e diesel), nas correntes de saída de produto e de reagente recuperado (éster e metanol, respectivamente), da composição de cada óleo na mistura de óleos (óleo residual e óleo de microalgas) e da exergia destruída no sistema que possui relação direta com o consumo e custos de eletricidade.

$$\text{Lucro}_{E_d} = \dot{m}_{Est} \cdot ct_{est} - \dot{m}_{Met,cons} \cdot ct_{Met} - \dot{m}_{die} \cdot ct_{die} - \dot{m}_{MO} \cdot ct_{MO} - \dot{E}_{D,sist} \cdot ct_{ee} \quad (124)$$

$$ct_{MO} = z \cdot ct_{OMA} + (1 - z) \cdot ct_{OR} \quad (125)$$

sendo  $ct_{est}$ ,  $ct_{Met}$ ,  $ct_{die}$ ,  $ct_{OR}$  e  $ct_{OM}$  os custos de éster, etanol, diesel, óleo residual e óleo de microalga ( $R\$.kg^{-1}$ ), respectivamente;  $ct_{ee}$  é o custo de eletricidade ( $R\$.MWh^{-1}$ );  $z$  a porcentagem de óleo de microalgas presente na mistura e  $\dot{m}_{Met,cons}$  a vazão mássica de metanol utilizada no processo ( $kg.s^{-1}$ ).

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

As simulações do processo foram realizadas no software Engineering Equation Solver (EES).

### 5.1 SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

#### 5.1.1 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente

Para a simulação do modelo desenvolvido, foram utilizados os dados apresentados na Tabela 3. Os valores de Temperatura e pressão foram definidos pela autora com base em artigos sobre reações de transesterificação. Os valores de calor específico, massa molar, densidades e constantes cinéticas foram obtidos da literatura (PERRY AND GREEN, 1997; POLING et al., 2001; SMITH et al., 2001) e os custos dos insumos são referentes aos custos de vendas atuais.

Os dados da Tabela 3 foram inseridos no modelo desenvolvido no capítulo 4.3.2 e obteve-se a análise energética do sistema.

Da análise energética geraram-se valores de vazões mássicas, entalpias, concentrações e vazão volumétrica das correntes e dos componentes do sistema, os quais estão apresentados na Tabela 4.

A partir desses resultados gerados, verificou-se que não há a conversão total do óleo alimentado no sistema, não reagindo 23% deste óleo. Uma das causas desse baixo rendimento da reação de transesterificação pode ser atribuída as constantes cinéticas utilizadas no modelo. Estas constantes são referentes às taxas de reação global da reação, entretanto, sabe-se que a reação ocorre em 3 etapas, como apresentado na Figura 2, desta forma, seria interessante avaliar a reação de transesterificação considerando as etapas intermediárias da reação de transesterificação.

Outra causa, pode ser atribuída ao tempo de reação de transesterificação,

TABELA 3 – PARÂMETROS DO PROCESSO

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
$T_{ag}$ (°C)	25,0	Rac	30,00
$T_{ar}$ (°C)	25,0	$c_{p,die}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	1,75
$T_6$ (°C)	202,5	$c_{p,BO}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	1,96
$T_7$ (°C)	202,5	$c_{p,est}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	2,1
$T_8$ (°C)	25,0	$c_{p,gli}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	2,4
$T_9$ (°C)	65,0	$\rho_{MO}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,92
$T_{10}$ (°C)	25,0	$\rho_{Et}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,80
$T_{11}$ (°C)	65,0	k1 (s <sup>-1</sup> )	0,0005
$T_{cond1}$ (°C)	80,0	k2 (s <sup>-1</sup> )	0,0001
$T_{cond2}$ (°C)	80,0	$M_{MO}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,874
$T_0$ (°C)	25,0	$M_{Et}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,046
$P_{ag}$ (kPa)	800,0	$M_{gli}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,092
$P_{ar}$ (kPa)	102,0	$M_{est}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,301
$P_6$ (kPa)	800,0	$ct_{die}$ (R\$.kg <sup>-1</sup> )	3,62
$P_7$ (kPa)	800,0	$ct_{est}$ (R\$.kg <sup>-1</sup> )	3,38
$P_{10}$ (kPa)	100,0	$ct_{Et}$ (R\$.kg <sup>-1</sup> )	2,05
$P_{11}$ (kPa)	100,0	$ct_{OM}$ (R\$.kg <sup>-1</sup> )	50,00
$P_{cond1}$ (kPa)	800,0	$ct_{OR}$ (R\$.kg <sup>-1</sup> )	0,50
$P_{cond2}$ (kPa)	800,0	$LHV_{die}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	43100
$\eta_{Cald}$ (%)	85,0	$e_{x,die}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	44730
$V_{Reat}$ (L)	1000000		

FONTE: A autora (2019)

TABELA 4 – ANÁLISE ENERGÉTICA DO SISTEMA PARA UM REATOR

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
$\dot{m}_{MO}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	100,00	$h_{10}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	108,8
$\dot{m}_{Et}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	26,90	$h_{11}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	218,7
$\dot{m}_{vap,6}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	3,13	$h_{ar}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	298,6
$\dot{m}_{vap,7}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	1,18	$h_{gc}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	514,3
$\dot{m}_{vap,5}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	4,30	$h_7$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	2844
$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	0,32	$h_{cond2}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	335,5
$\dot{m}_{ar}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	9,65	$Q_{abs}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	11786
$\dot{m}_{MO,12}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	22,67	$C_{MO}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,1593
$\dot{m}_{Et,12}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	14,69	$C_{Et}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,1032
$h_6$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	2844,00	$C_{est}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,5614
$h_{cond1}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	335,50	$C_{gli}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,0593
$h_{ag}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	105,50	$\dot{V}$ (L.s <sup>-1</sup> )	142,3
$h_5$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	2844,00		

FONTE: A autora (2019)

pois a reação ocorreu em um reator, e para isso, utilizou-se um volume muito elevado, o que não é plausível em termos de operação de processo. Dessa forma, a utilização de reatores em série, para aumentar o tempo de reação e diminuir o volume dos reatores se torna uma opção mais viável e mais atrativa.

A partir desses resultados, realizou-se a análise exergética do sistema de produção de biodiesel.

### 5.1.2 Análise exergética e econômica do sistema

Dos valores de temperatura e pressão fornecidos na Tabela 3, obtiveram-se as entropias das linhas e, juntamente com os valores de entalpias e vazões mássicas obtidas na análise energética, realizou-se a análise exergética e econômica do sistema.

#### 5.1.2.1 Análise exergética do sistema

Dos valores de entropia e entalpia das correntes, utilizou-se a Equação 6 para obter as exergias específicas. Em seguida, com o auxílio da Equação 4, dos valores de exergia específica e das vazões mássicas obtidas na análise energética, determinaram-se as taxas de exergia destruída em cada equipamento e no sistema. Esses resultados estão apresentados na Tabela 5.

TABELA 5 – ANÁLISE EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA UM REATOR

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
$\dot{m}_{MO,Reat} (kg.s^{-1})$	77,33	$e_{x,cond1} (kJ.kg^{-1})$	19,03
$\dot{m}_{Et,Reat} (kg.s^{-1})$	12,21	$e_{x,cond2} (kJ.kg^{-1})$	19,03
$\dot{m}_{est} (kg.s^{-1})$	79,90	$e_{x,gc} (kJ.kg^{-1})$	53,26
$\dot{m}_{gli} (kg.s^{-1})$	8,14	$e_{x,est} (kJ.kg^{-1})$	5,18
$e_{x,5} (kJ.kg^{-1})$	813,80	$e_{x,gli} (kJ.kg^{-1})$	5,18
$e_{x,6} (kJ.kg^{-1})$	813,80	$E_{D,TCO} (kJ.s^{-1})$	2000,00
$e_{x,7} (kJ.kg^{-1})$	813,80	$E_{D,TCEt} (kJ.s^{-1})$	747,90
$e_{x,8} (kJ.kg^{-1})$	0,00	$E_{D,Cald} (kJ.s^{-1})$	10358,00
$e_{x,9} (kJ.kg^{-1})$	4,83	$E_{D,Reat} (kJ.s^{-1})$	3,48
$e_{x,10} (kJ.kg^{-1})$	0,00	$E_{D,Sist} (kJ.s^{-1})$	13109,00
$e_{x,11} (kJ.kg^{-1})$	7,01		

FONTE: A autora (2019).

Da análise exergética, observou-se que a caldeira é o local onde há maior exergia destruída, representando 79% da exergia total destruída no sistema. Dessa forma, existe uma grande perda de energia que não é convertida em trabalho útil para o sistema, acarretando perdas tanto energéticas e exergéticas, quanto financeiras. Verificou-se ainda, que no trocador de calor para o óleo, existe uma alta exergia destruída caracterizando 15% da exergia total destruída.

Assim, verificou-se que o sistema possui uma alta taxa de exergia destruída no sistema, principalmente na caldeira. Dessa forma, melhorias e otimizações neste equipamento são necessárias.

#### 5.1.2.2 Análise econômica do sistema

Dos valores de vazão mássica obtidos na análise exergética, realizou-se a análise econômica.

Na análise econômica, analisou-se o lucro obtido pelo sistema. Para isso, a Tabela 6 apresenta os custos de cada componente para o cálculo do lucro e a Tabela 7 apresenta as vazões mássicas dos componentes e o Lucro obtido no sistema.

TABELA 6 – CUSTOS DOS COMPONENTES

<b>Componente</b>	<b>Custo (R\$.kg<sup>-1</sup>)</b>
Diesel	3,62
Éster	3,38
Etanol	2,05
Óleo de Microalgas	50,00
Óleo Residual	0,50

FONTE: A autora (2019)

TABELA 7 – ANÁLISE ECONÔMICA DO SISTEMA PARA UM REATOR

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>
$\dot{m}_{MO}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	100,00
$\dot{m}_{Et}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	26,90
$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	0,32
$\dot{m}_{est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	79,90
L (R\$.s <sup>-1</sup> )	113,90

FONTE: A autora (2019)

Dos resultados obtidos pela simulação, para uma vazão de  $100 \text{ kg.s}^{-1}$  de óleo e uma vazão de etanol com 70% de excesso, no valor de  $26,9 \text{ kg.s}^{-1}$ , foi possível obter uma produção de  $79,9 \text{ kg.s}^{-1}$  de éster. Isso equivale a um lucro bruto de R\$ 113,90 por segundo.

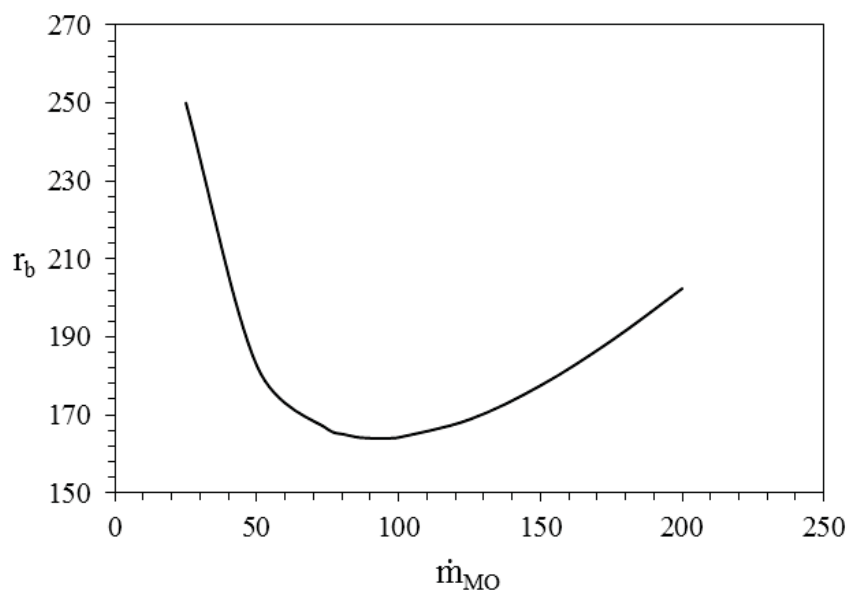
### 5.1.3 Análise paramétrica do modelo matemático do sistema

#### 5.1.3.1 Razão de exergia destruída do sistema pela quantidade de éster produzido

##### 5.1.3.1.1 Determinação da vazão mássica da mistura de óleos ótima

Para a primeira etapa, fixou-se a vazão mássica de etanol em  $30 \text{ kg.s}^{-1}$ , variou-se a vazão mássica de óleo de 25 a  $200 \text{ kg.s}^{-1}$  e, obteve-se a relação entre a taxa de exergia destruída pela quantidade de éster produzido ( $r_b$ ). O resultado é apresentado na Figura 11.

FIGURA 11 – EFEITO DA VAZÃO MÁSSICA DE ÓLEO ( $\dot{m}_{MO}$ ) EM RELAÇÃO A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUÍDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ )



FONTE: A autora (2019)

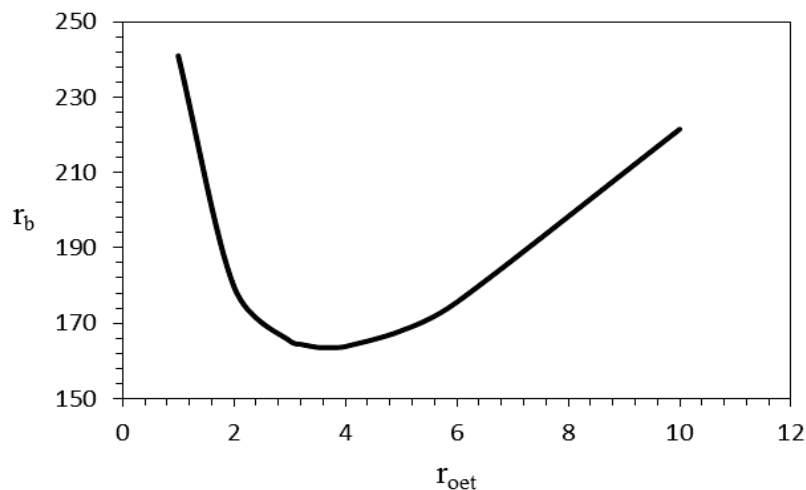
Da Figura 11, observou-se um mínimo local para a relação entre  $r_b$  e vazão mássica de óleo, desta forma, é possível otimizar essa relação. Verifica-se que este mínimo local encontra-se numa faixa de operação para a vazão mássica de óleo entre 92 e 96  $\text{kg.s}^{-1}$  e uma razão  $r_b$  entre 163 e 165 .

#### 5.1.3.1.2 Determinação da melhor proporção óleo/etanol ( $r_{oet}$ )

Dos resultados anteriores, estipulou-se a vazão mássica de óleo ótima de 95  $\text{kg.s}^{-1}$ . Em seguida, fixou-se essa vazão e variou-se a proporção de óleo/etanol alimentado ao sistema. Dessa variação, gerou-se a Figura 12.

Na Figura 12, observou-se que é possível otimizar a relação de proporção entre o óleo e o etanol. Para isso, obteve-se uma razão ótima de óleo/etanol ( $r_{oet}$ ) de 3,7, ou seja, para uma vazão mássica de óleo de 95  $\text{kg.s}^{-1}$  e uma vazão mássica de etanol de 25,7  $\text{kg.s}^{-1}$ , a taxa de exergia destruída no sistema em comparação com a quantidade de éster produzido ( $r_b$ ) é mínima.

FIGURA 12 – EFEITO DA RAZÃO ÓLEO/ETANOL ( $r_{oet}$ ) EM RELAÇÃO A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUÍDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ )



FONTE: A autora (2019)

### 5.1.3.2 Lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido

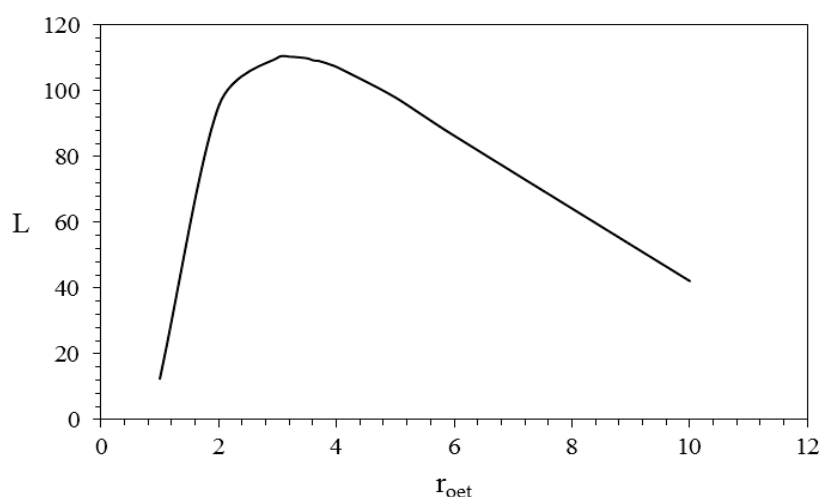
Para a segunda função objetivo, deseja-se obter o máximo lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido. Para isso, realizou-se uma análise paramétrica, fixando o valor da vazão mássica de óleo em  $95 \text{ kg.s}^{-1}$  e variando a proporção de óleo/etanol. Para cada proporção estabelecida, obtiveram-se as vazões mássicas de consumo de diesel e produção de éster e, atribuiu-se os custos para cada uma dessas vazões, de modo a obter o lucro bruto do sistema.

Não se considerou a vazão de glicerol produzido, pois este subproduto gerado no processo de transesterificação, em seu estado bruto, não apresenta valor comercial. Para lhe atribuir valor, seria necessário um processo bi-destilação do glicerol, o que não será realizado neste estudo.

Da simulação realizada, gerou-se a Figura 13 na qual apresenta a relação entre a proporção de óleo/etanol e lucro do sistema.

A segunda função objetivo, ao contrário da primeira, teve a intenção de alcançar o máximo local e assim, obter o lucro máximo do sistema em função da quantidade de éster produzido e da proporção de óleo/etanol, visto que a vazão de óleo utilizada foi a ótima alcançada na primeira função objetivo.

FIGURA 13 – EFEITO DA RAZÃO DE ÓLEO/ETANOL ( $r_{oet}$ ) EM RELAÇÃO AO LUCRO DO SISTEMA (L)



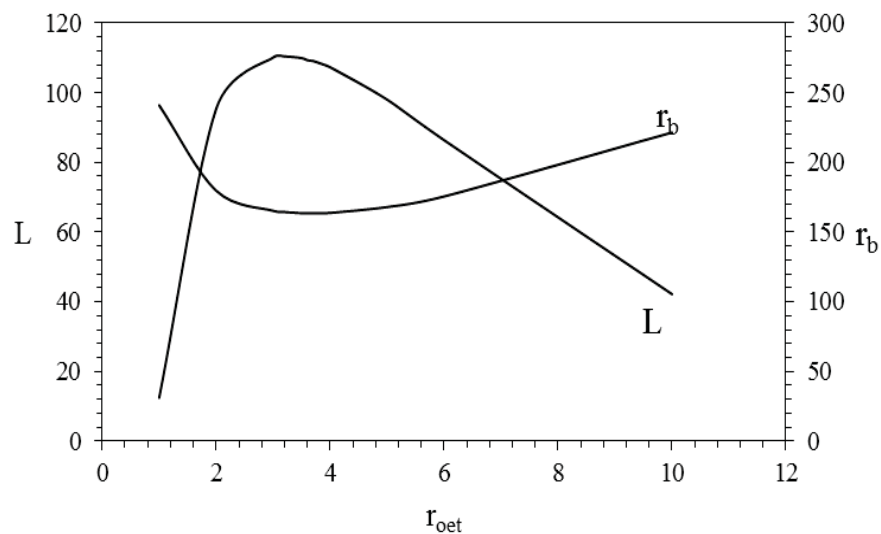
FONTE: A autora (2019)



### 5.1.3.3 Comparação entre as funções objetivo

A partir dos resultados das duas funções objetivo, minimização da razão de exergia destruída do sistema pela quantidade de éster produzido e maximização do lucro do sistema em função da quantidade de éster produzido, gerou-se a Figura 14.

FIGURA 14 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA (L) E A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUÍDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ ) EM RELAÇÃO A PROPORÇÃO DE ÓLEO/ETANOL ( $r_{oet}$ )



FONTE: A autora (2019)

Da Figura 14, observou-se uma relação positiva entre as funções objetivo. Conforme o lucro aumenta,  $r_b$  diminui até ambos atingirem seus pontos ótimos e então, o lucro decai e  $r_b$  aumenta.

Dos valores ótimos de cada função objetivo, foi gerada a Tabela 8.

A partir desses valores é possível observar que o ponto ótimo para cada função objetivo é diferente e, portanto, gera pontos distintos de otimização do sistema.

Entretanto, seus pontos ótimos locais de operação são muito próximos, tornando os métodos equivalentes e assim, podendo ser utilizado o método que for mais oportuno.

TABELA 8 – RESULTADOS OBTIDOS DOS PONTOS ÓTIMOS DO LUCRO DO SISTEMA (L) E A RAZÃO DA TAXA DE EXERGIA DESTRUIDA PELA QUANTIDADE DE ÉSTER PRODUZIDO ( $r_b$ )

Variável	$r_{b,otimo}$	$L_{otimo}$
$r_{oet}$	3,70	3,20
$r_b$	163,50	164,40
$L$ (R\$.s <sup>-1</sup> )	109,11	110,45
$\dot{m}_{MO}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	95,00	95,00
$\dot{m}_{Et}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	25,70	29,70
$\dot{m}_{est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	76,30	79,10
$\dot{m}_{gli}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	7,80	8,00
$E_{D,TCO}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	1900,00	1900,00
$E_{D,TCEt}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	714,60	825,80
$E_{D,Cald}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	9855,00	10277,00
$E_{D,Reat}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	3,30	3,50
$E_{D,Sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	12472,90	13006,30

FONTE: A autora (2019)

## 5.2 SISTEMA COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

### 5.2.1 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator com recuperação de reagente

As simulações foram realizadas no software EES os parâmetros utilizados estão apresentados na Tabela 9. Desses dados, realizou-se o balanço mássico, energético e exergético do sistema, conforme as equações apresentadas no capítulo anterior, para diferentes vazões mássicas de mistura de óleos ( $\dot{m}_2$ ).

Os resultados dessas análises estão apresentados na tabela em Anexos.

TABELA 9 – PARÂMETROS DO PROCESSO PARA O SISTEMA COM UM REATOR COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
T <sub>ag</sub> (°C)	25,0	P <sub>2</sub> (kPa)	102	Rac	10
T <sub>ar</sub> (°C)	25,0	P <sub>3</sub> (kPa)	102	$\lambda_{\text{vap}}$ (J.kg <sup>-1</sup> )	2305420
T <sub>die</sub> (°C)	25,0	P <sub>4</sub> (kPa)	102	$\lambda_{\text{Met}}$ (J.mol <sup>-1</sup> )	35200
T <sub>1</sub> (°C)	25,0	P <sub>5</sub> (kPa)	102	$\lambda_{\text{Gli}}$ (J.mol <sup>-1</sup> )	91700
T <sub>2</sub> (°C)	60,0	P <sub>6</sub> (kPa)	102	$\rho_{\text{TAG}}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,92
T <sub>3</sub> (°C)	25,0	P <sub>7</sub> (kPa)	102	$\rho_{\text{Met}}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,792
T <sub>4</sub> (°C)	60,0	P <sub>10</sub> (kPa)	700	c <sub>p, die</sub> (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	1,75
T <sub>5</sub> (°C)	60,0	P <sub>11</sub> (kPa)	700	c <sub>p, TAG</sub> (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	1,96
T <sub>6</sub> (°C)	60,0	P <sub>12</sub> (kPa)	700	c <sub>p, est</sub> (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	2,1
T <sub>7</sub> (°C)	60,0	P <sub>13</sub> (kPa)	700	c <sub>p, gli</sub> (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	2,4
T <sub>10</sub> (°C)	165,0	P <sub>cond1</sub> (kPa)	700	M <sub>TAG</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,854
T <sub>11</sub> (°C)	165,0	P <sub>cond2</sub> (kPa)	700	M <sub>DAG</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,6
T <sub>12</sub> (°C)	165,0	P <sub>0</sub> (kPa)	102	M <sub>MAG</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,346
T <sub>13</sub> (°C)	165,0	V <sub>R1</sub> (L)	45000	M <sub>Met</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,032
T <sub>cond1</sub> (°C)	80,0	k1 (s <sup>-1</sup> )	0,0008	M <sub>gli</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,092
T <sub>cond2</sub> (°C)	80,0	k2 (s <sup>-1</sup> )	0,003	M <sub>est</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,301
T <sub>0</sub> (°C)	25,0	K3 (s <sup>-1</sup> )	0,00358	M <sub>die</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,185
T <sub>b, Met</sub> (°C)	64,7	K4 (s <sup>-1</sup> )	0,02213	M <sub>ar</sub> (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,028
T <sub>b, Gli</sub> (°C)	290,0	K5 (s <sup>-1</sup> )	0,00403	LHV <sub>die</sub> (kJ.kg <sup>-1</sup> )	43100
P <sub>ag</sub> (kPa)	25	K6 (s <sup>-1</sup> )	0,00005	e <sub>x, die</sub> (kJ.kg <sup>-1</sup> )	44730
P <sub>ar</sub> (kPa)	25	X <sub>8, Met</sub>	0,975	$\dot{n}_{\text{RR}}$ (mol.s <sup>-1</sup> )	3,5
P <sub>die</sub> (kPa)	25	X <sub>9, Met</sub>	0,025		
P <sub>1</sub> (kPa)	25	$\eta_{\text{Cald}}$ (%)	85		

FONTE: A autora (2019)

### 5.2.2 Análise paramétrica do sistema

Dos dados de vazões obtidos anteriormente e com os valores de custos apresentados na Tabela 10, foi possível adquirir o lucro do sistema.

TABELA 10 – PARÂMETROS PARA OBTENÇÃO DOS LUCROS

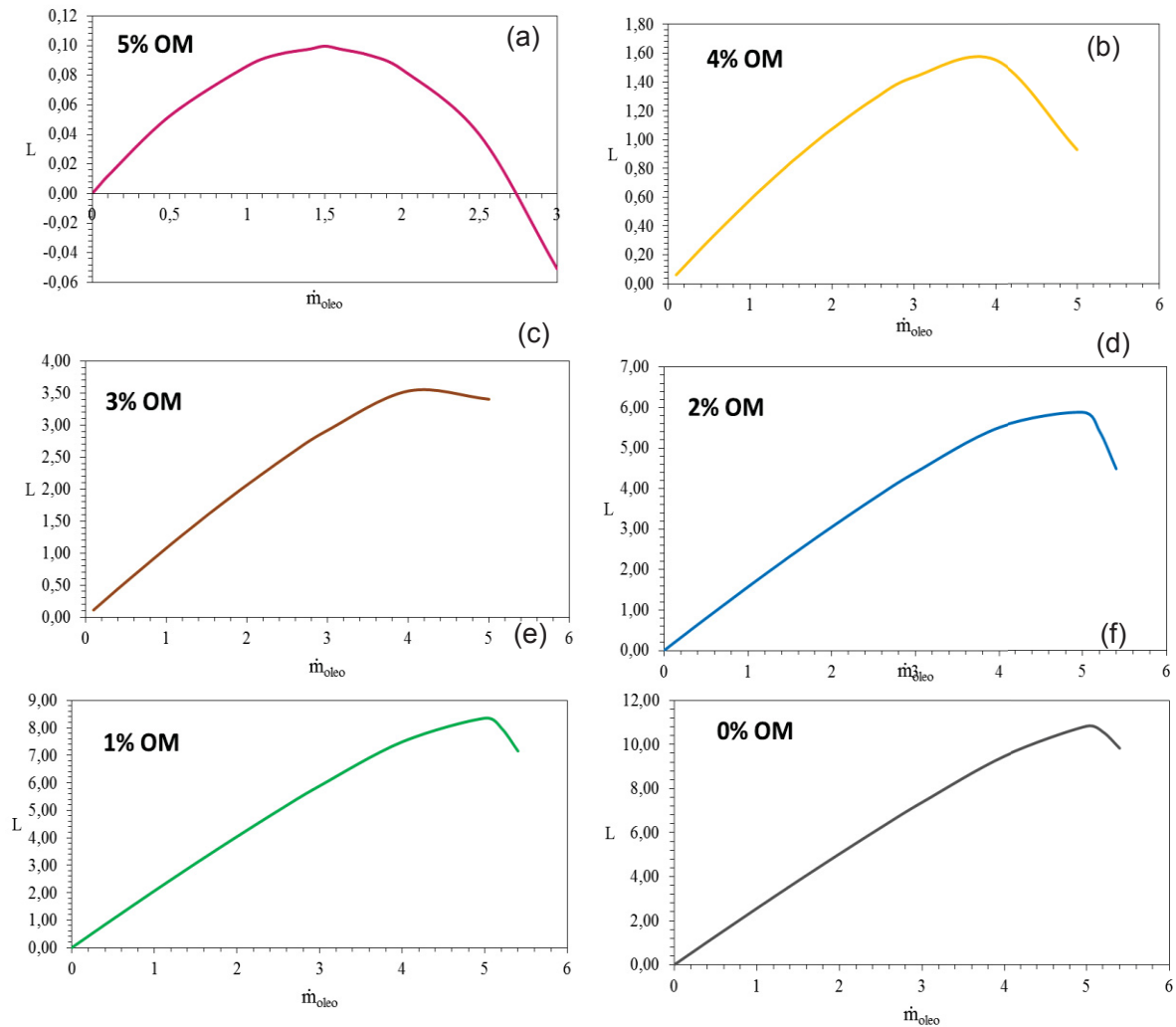
Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
ct <sub>die</sub> (R\$.kg <sup>-1</sup> )	3,62	ct <sub>OM</sub> (R\$.kg <sup>-1</sup> )	50
ct <sub>est</sub> (R\$.kg <sup>-1</sup> )	3,38	ct <sub>OR</sub> (R\$.kg <sup>-1</sup> )	0,5
ct <sub>Et</sub> (R\$.kg <sup>-1</sup> )	2,05	ct <sub>EE</sub> (R\$.MWh <sup>-1</sup> )	242,99

FONTE: A autora (2019)

### 5.2.2.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido

A Figura 15 apresenta o lucro do sistema em função da vazão de óleo para cada condição estabelecida.

FIGURA 15 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA CADA COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO.



FONTE: A autora (2019)

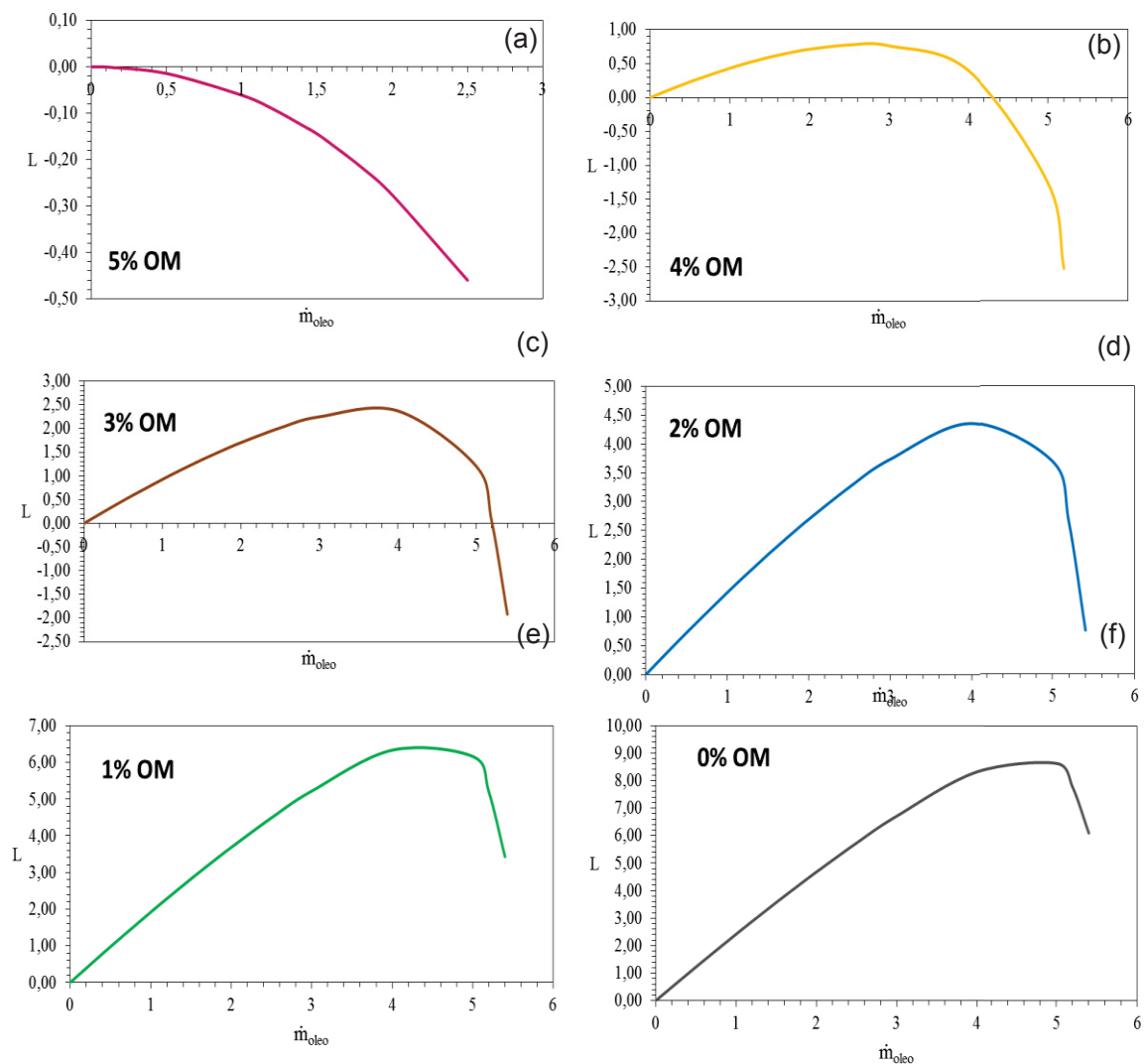
Da Figura 15 pode-se observar que para a composição de 5% de OM, o sistema apresenta um lucro negativo com uma vazão de óleo maior que  $2,7 \text{ kg.s}^{-1}$ , ou seja, acima dessa vazão para esta composição de 5% OM o sistema tem prejuízo na sua operação. Pode-se observar ainda, que para cada composição de mistura de óleo, existe uma vazão ótima local que gera um lucro máximo.

Verifica-se ainda que o lucro é diretamente afetado pela composição da mistura de óleo.

#### 5.2.2.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido

A Figura 16 apresenta o lucro do sistema considerando a exergia destruída em função da vazão de óleo para cada condição estabelecida.

FIGURA 16 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA CONSIDERANDO A EXERGIA DESTRUÍDA PARA CADA COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO.



FONTE: A autora (2019)

Verifica-se da Figura 16, que para composições de 3 e 4% de OM, vazões acima de 5 e 4,2 kg.s<sup>-1</sup>, respectivamente, geram um lucro negativo, ou seja, acima dessas vazões o sistema tem prejuízo na produção de éster.

Para uma composição de 5% OM, levando em conta a exergia destruída no sistema, não é viável sua aplicação, pois independente da vazão mássica utilizada, o sistema tem prejuízo.

Observa-se ainda que, similarmente ao lucro sem exergia, o valor do lucro gerado é diretamente afetado com a composição de OM da mistura, sendo o lucro inversamente proporcional a composição de OM na mistura.

Comparando o lucro gerado sem e com a exergia destruída do sistema, percebe-se que o lucro é maior sem considerar a exergia destruída. Este resultado é esperado, visto que a exergia destruída gera perdas no sistema.

Desta forma, para esta configuração de sistema, torna-se interessante a utilização em até 2% OM na mistura, pois após essa porcentagem, para vazões mássicas de óleo mais elevadas, o sistema começa a dar prejuízo, considerando a exergia destruída.

### 5.3 SISTEMA COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

#### 5.3.1 Desenvolvimento do modelo matemático do sistema com um reator sem recuperação de reagente

As simulações foram realizadas no software EES e os parâmetros utilizados estão apresentados na Tabela 11.

Desses dados, realizou-se o balanço mássico, energético e exergético do sistema, conforme as equações apresentadas no capítulo 4.5.2, para diferentes vazões mássicas de mistura de óleos ( $\dot{m}_2$ ). Os resultados dessas análises estão apresentados nas tabelas em anexo.

TABELA 11 – PARÂMETROS DO PROCESSO PARA O SISTEMA COM DOIS REATORES EM SÉRIE COM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
$T_{ag}$ (°C)	25,0	$P_{ar}$ (kPa)	25	$K4$ (s <sup>-1</sup> )	0,02213
$T_{ar}$ (°C)	25,0	$P_{die}$ (kPa)	25	$K5$ (s <sup>-1</sup> )	0,004033
$T_{die}$ (°C)	25,0	$P_1$ (kPa)	102	$K6$ (s <sup>-1</sup> )	0,00005
$T_1$ (°C)	25,0	$P_2$ (kPa)	102	$X_{8, Met}$	0,975
$T_2$ (°C)	60,0	$P_3$ (kPa)	102	$X_{9, Met}$	0,025
$T_3$ (°C)	25,0	$P_4$ (kPa)	102	$\dot{n}_{RR}$ (mol.s <sup>-1</sup> )	3,5
$T_4$ (°C)	25,0	$P_5$ (kPa)	102	$\eta_{Cald}$ (%)	85
$T_5$ (°C)	60,0	$P_6$ (kPa)	102	Rac	10
$T_6$ (°C)	60,0	$P_7$ (kPa)	102	$\lambda_{vap}$ (J.kg <sup>-1</sup> )	2305420
$T_7$ (°C)	25,0	$P_8$ (kPa)	102	$\lambda_{Met}$ (J.mol <sup>-1</sup> )	35200
$T_8$ (°C)	60,0	$P_9$ (kPa)	102	$\lambda_{Gli}$ (J.mol <sup>-1</sup> )	91700
$T_9$ (°C)	60,0	$P_{10}$ (kPa)	102	$\rho_{TAG}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,92
$T_{10}$ (°C)	60,0	$P_{11}$ (kPa)	102	$\rho_{Met}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,792
$T_{11}$ (°C)	60,0	$P_{12}$ (kPa)	102	$\rho_{Est}$ (kg.L <sup>-1</sup> )	0,86
$T_{12}$ (°C)	60,0	$P_{13}$ (kPa)	102	$c_{p,die}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	1,75
$T_{13}$ (°C)	60,0	$P_{16}$ (kPa)	700	$c_{p,TAG}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	1,96
$T_{16}$ (°C)	165,0	$P_{17}$ (kPa)	700	$c_{p,est}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	2,1
$T_{17}$ (°C)	165,0	$P_{18}$ (kPa)	700	$c_{p,gli}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> .°C <sup>-1</sup> )	2,4
$T_{18}$ (°C)	165,0	$P_{19}$ (kPa)	700	$M_{TAG}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,854
$T_{19}$ (°C)	165,0	$P_{20}$ (kPa)	700	$M_{DAG}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,600
$T_{20}$ (°C)	165,0	$P_{cond1}$ (kPa)	700	$M_{MAG}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,346
$T_{cond1}$ (°C)	80,0	$P_{cond2}$ (kPa)	700	$M_{Met}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,032
$T_{cond2}$ (°C)	80,0	$P_0$ (kPa)	102	$M_{gli}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,092
$T_{cond3}$ (°C)	80,0	$V_{R1}$ (L)	22500	$M_{est}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,301
$T_0$ (°C)	25,0	$V_{R2}$ (L)	22500	$M_{die}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,185
$T_{b, Met}$ (°C)	64,7	$k1$ (s <sup>-1</sup> )	0,0008	$M_{ar}$ (kg.mol <sup>-1</sup> )	0,028
$T_{b, Gli}$ (°C)	290,0	$k2$ (s <sup>-1</sup> )	0,003	$LHV_{die}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	43100
$P_{ag}$ (kPa)	25	$K3$ (s <sup>-1</sup> )	0,00358	$e_{x,die}$ (kJ.kg <sup>-1</sup> )	44730

FONTE: A autora (2019)

### 5.3.2 Análise paramétrica do sistema

Dos dados de vazões obtidos anteriormente e com os valores de custos apresentados na Tabela 10, foi possível adquirir o lucro do sistema.

Foram avaliadas duas diferentes condições de operação no primeiro reator. Para a primeira condição, fixou-se a proporção molar de excesso de metanol em

relação a vazão molar de óleo, variando essa proporção de 6 a 10 mols, e a segunda condição, fixou a conversão no óleo da reação de transesterificação, variando em 75, 80, 85 e 90% de conversão.

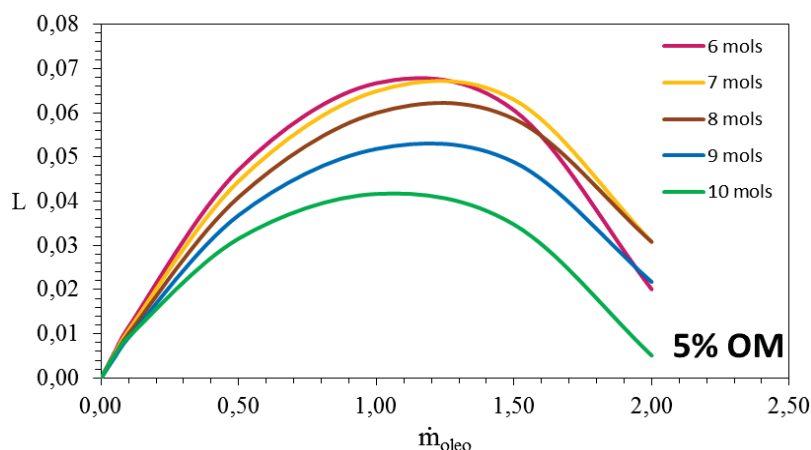
### 5.3.2.1 Condição 1 – Proporção molar de excesso de metanol no reator 1

#### 5.3.2.1.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido

A partir dos resultados obtidos nas simulações, foi possível confeccionar as Figuras 17 a 22 as quais apresentam o lucro do sistema sem a exergia destruída para diferentes composições da mistura de óleos, avaliando o impacto de cada proporção molar de metanol fixada.

Os valores dessas simulações estão apresentados no anexo.

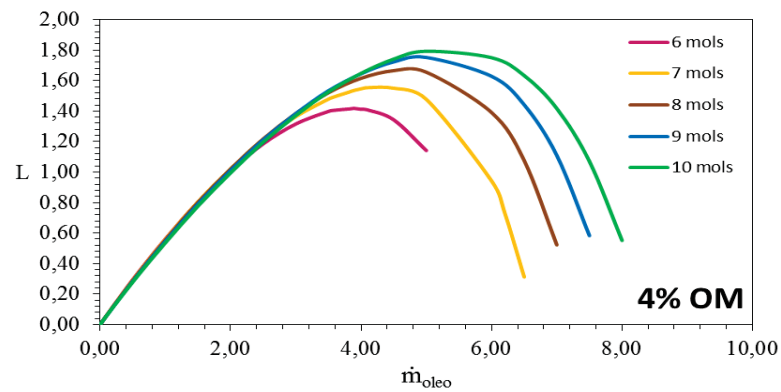
FIGURA 17 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

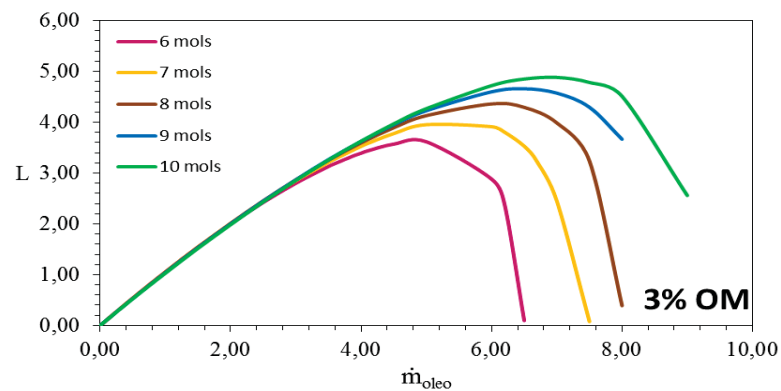


FIGURA 18 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM.



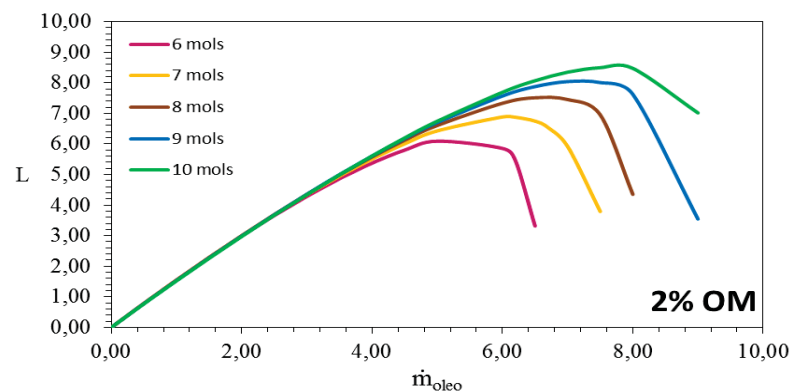
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 19 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM.



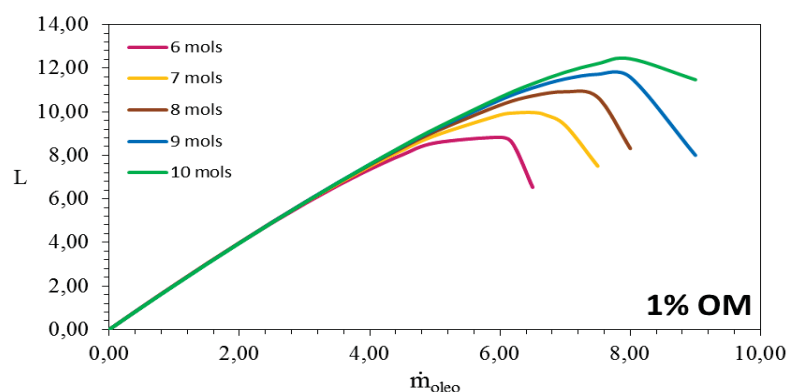
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 20 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM.



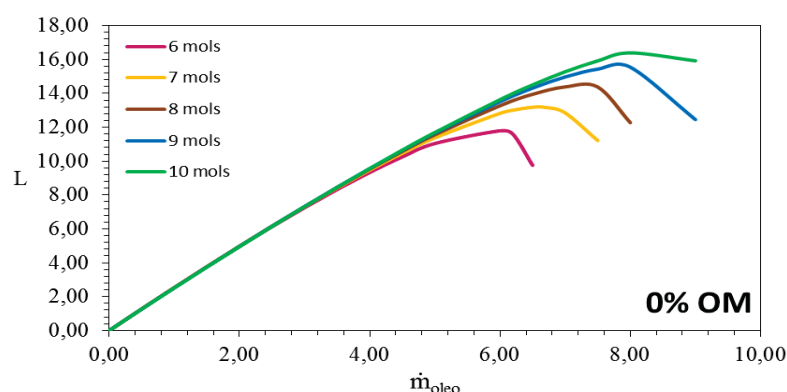
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 21 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

FIGURA 22 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

Avaliando o lucro do sistema sem a exergia destruída, pode-se perceber que para a mistura de óleos de 5% de OM, a proporção molar de metanol de 6 e 7 mols são as que geram maior lucro. Entretanto, o lucro gerado para a utilização de 5% de OM é bem inferior se comparado às outras composições de mistura de óleos.

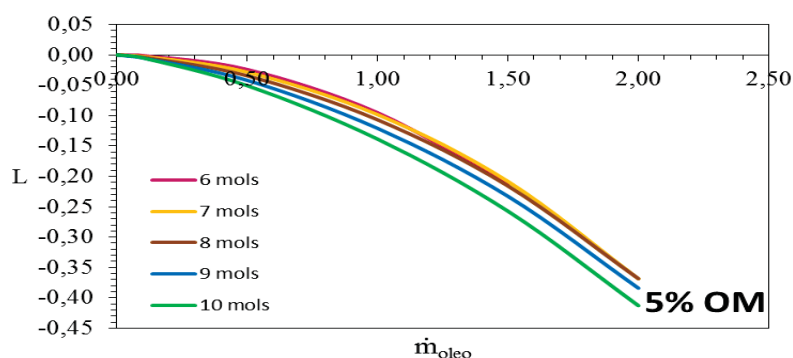
Ao contrário do resultado observado para 5% OM, para as outras composições, o maior lucro é dado para a proporção molar de metanol de 10 mols e depende da vazão de óleo utilizada.

### 5.3.2.1.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido

Das simulações e da análise exergética do sistema, obtiveram-se as Figuras 23 a 28 as quais apresentam o lucro do sistema com a exergia destruída para diferentes composições da mistura de óleos, avaliando o impacto de cada proporção molar de metanol fixada.

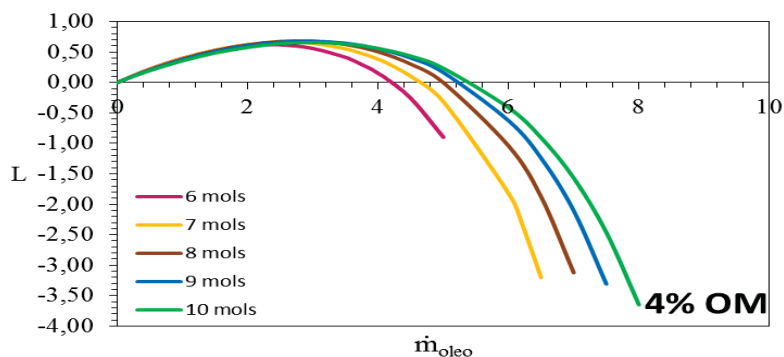
Os valores dessas simulações estão apresentados no anexo.

FIGURA 23 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM.



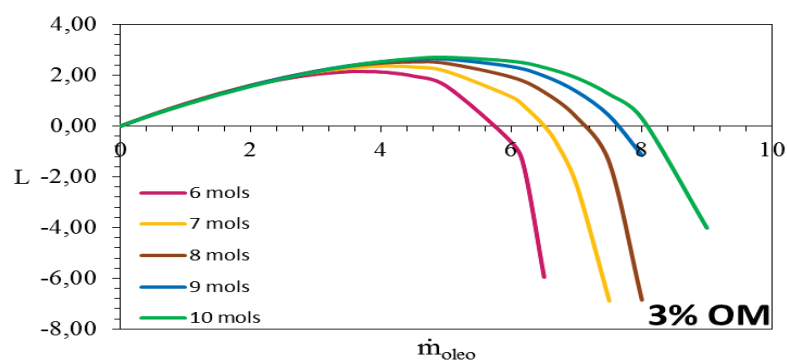
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 24 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM.



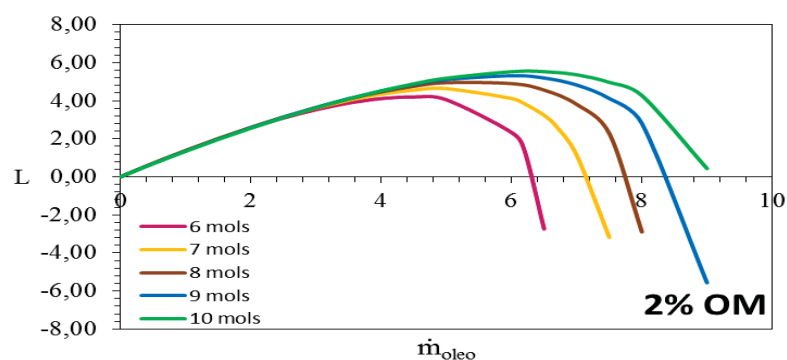
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 25 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM.



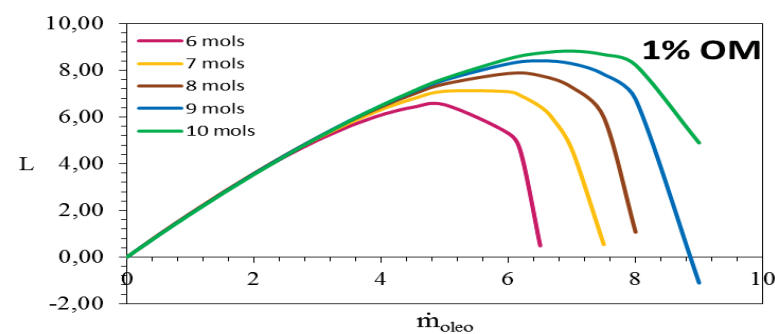
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 26 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM.



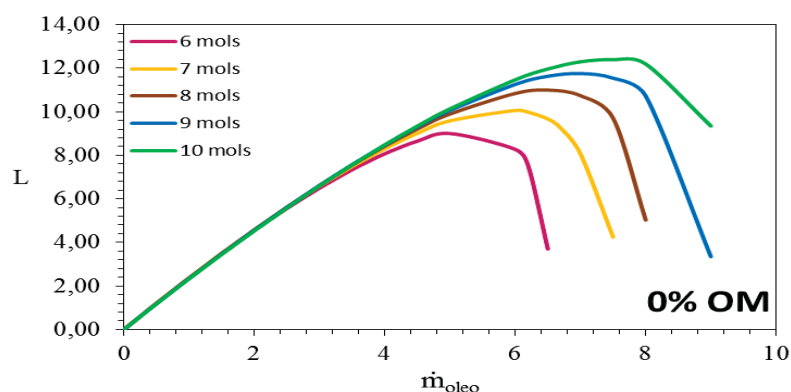
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 27 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

FIGURA 28 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , DAS DIFERENTES PROPORÇÕES MOLARES DE METANOL INSERIDAS NO REATOR 1, PARA A COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

Em relação ao lucro com exergia destruída, o maior lucro obtido pelo sistema foi com uma proporção molar de metanol de 10 mols para todas as composições, exceto a de 5% OM, pois esta somente gera prejuízo ao processo. O lucro obtido pelo processo será determinado pela vazão mássica de óleo e a composição da mistura de óleo estabelecida.

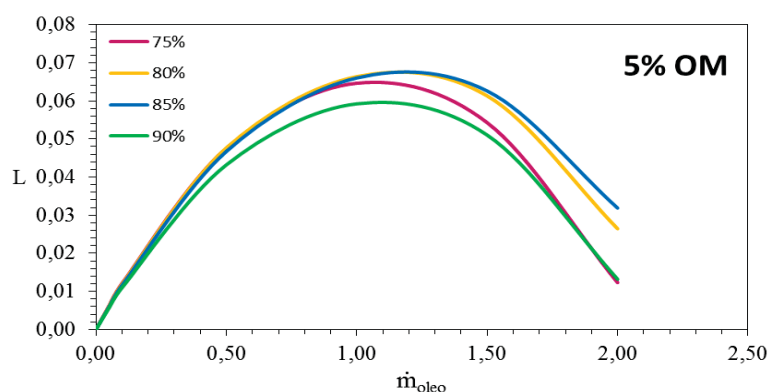
#### 5.3.2.2 Condição 2 – Rendimento da reação de transesterificação do reator 1

##### 5.3.2.2.1 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido

A partir dos resultados obtidos nas simulações, confeccionaram-se as Figuras 29 a 34 as quais apresentam o lucro do sistema sem a exergia destruída para diferentes composições da mistura de óleos, avaliando o impacto do rendimento estabelecido para cada reação de transesterificação do reator 1.

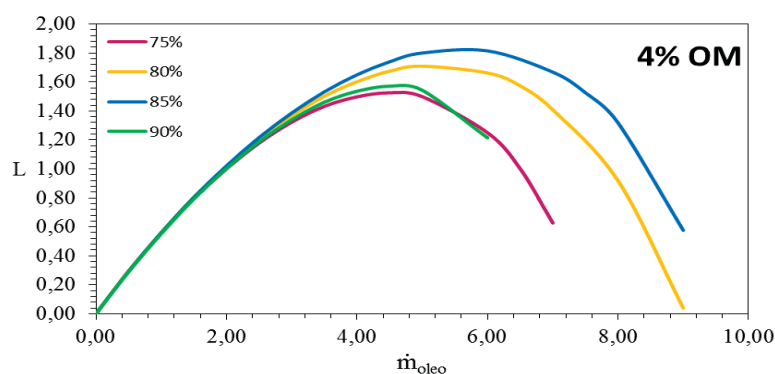
Os valores dessas simulações estão apresentados no anexo.

FIGURA 29 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM.



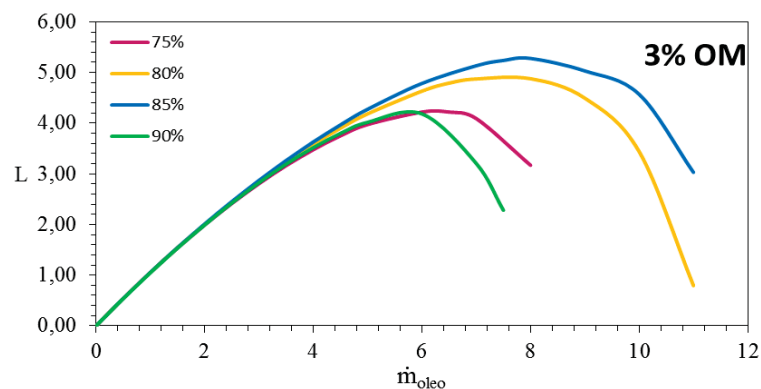
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 30 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM.



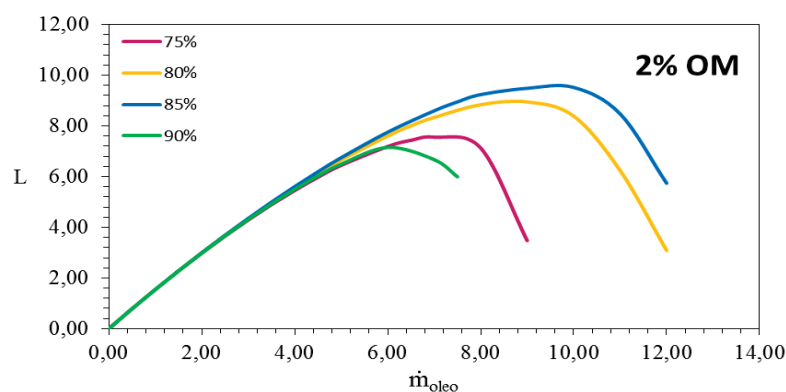
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 31 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM.



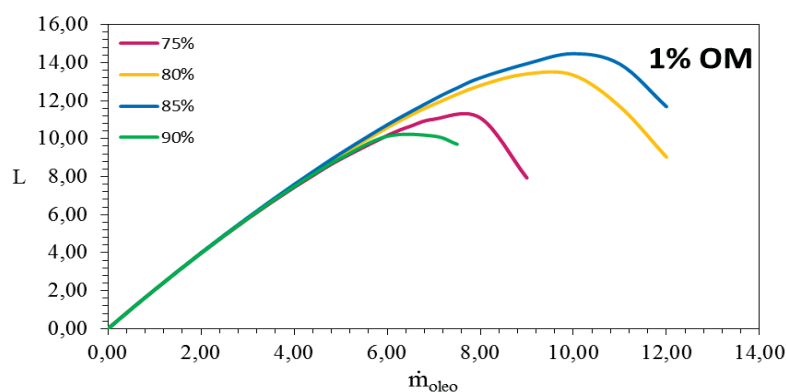
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 32 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM.



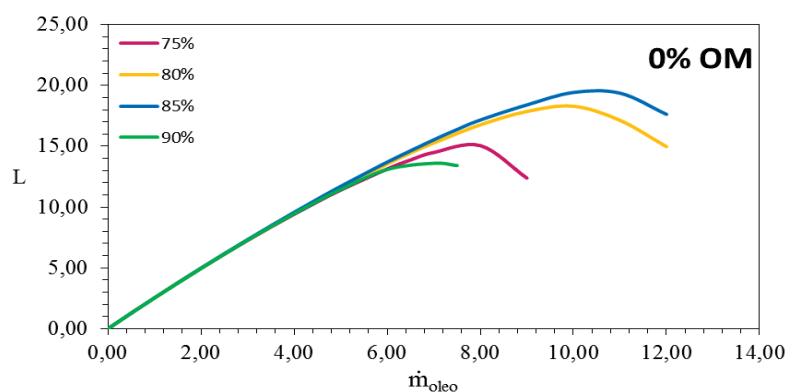
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 33 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

FIGURA 34 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE SEM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

Das figuras apresentadas anteriormente, verificou-se que o rendimento da reação de transesterificação do reator 1 não interfere no lucro do sistema até uma vazão mássica de mistura de óleos de  $5 \text{ kg.s}^{-1}$ , para as composições de mistura de óleos de 0 a 3% OM. A partir dessa vazão, o lucro gerado é diferente para cada composição de óleos e é depende do rendimento da reação no reator 1.

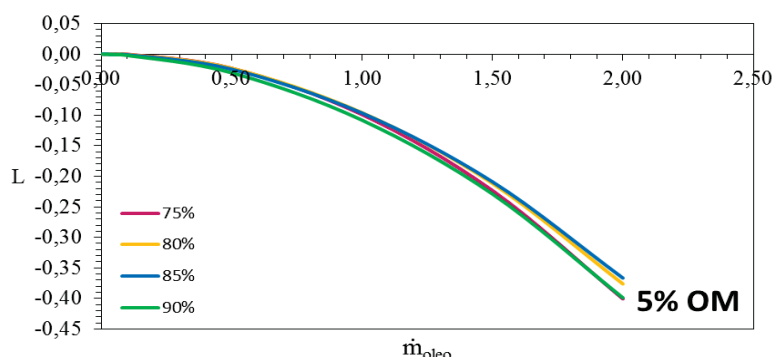
Observou-se ainda, para todas as composições de mistura de óleos, que a condição 85% de rendimento da reação, é o que apresenta maior lucro. Para os rendimentos de reação mais baixos (75 e 80%) o lucro do sistema diminui e, para rendimentos muito altos (90%), este lucro é ainda menor.

#### 5.3.2.2.2 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido

Das simulações e da análise exergética do sistema, obtiveram-se as Figuras 35 a 40 as quais apresentam o lucro do sistema com a exergia destruída para diferentes composições da mistura de óleos, avaliando o impacto de cada rendimento de reação do reator 1 estabelecido.

Os valores dessas simulações estão apresentados no anexo.

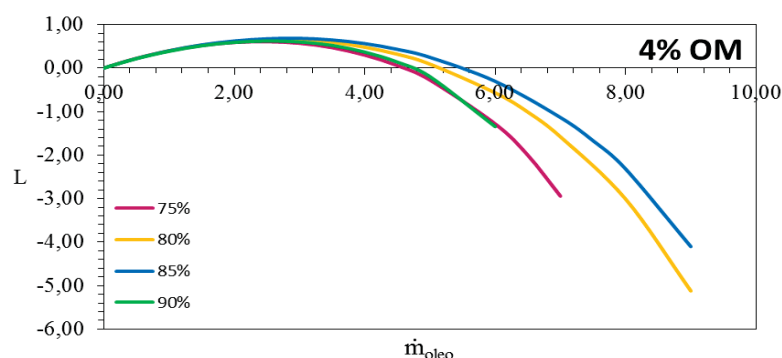
FIGURA 35 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

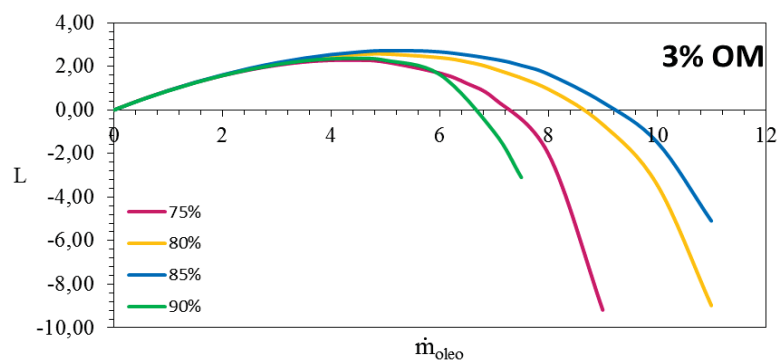


FIGURA 36 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM.



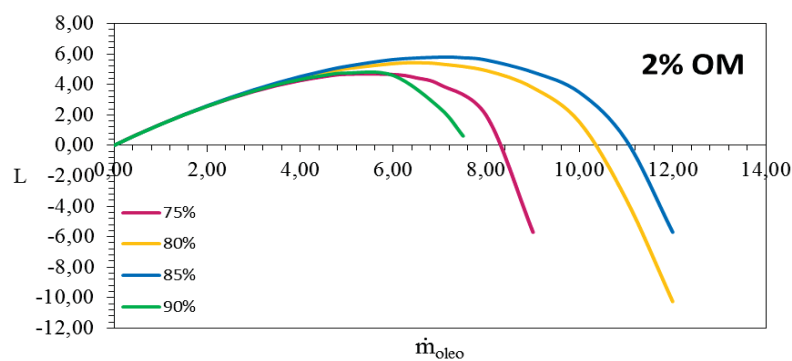
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 37 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM.



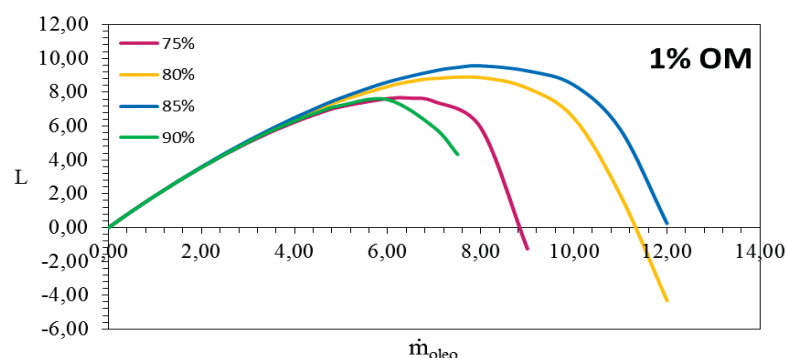
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 38 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM.



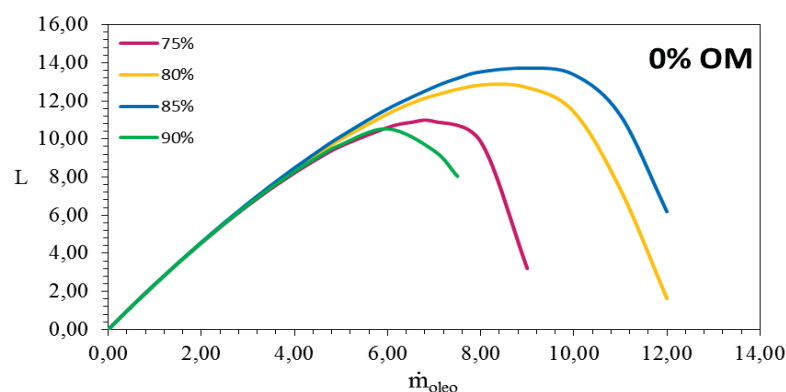
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 39 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

FIGURA 40 – CURVAS DO LUCRO DO SISTEMA PARA REATORES EM SÉRIE COM  $E_{D,Sist}$ , PARA DIFERENTES RENDIMENTOS DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO DO REATOR 1, COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

Considerando a exergia destruída no sistema observou-se que a utilização de 5% de OM não é viável, pois independente do rendimento da reação no reator 1, só há prejuízo no sistema. O mesmo vale para a composição de 4% de OM, pois apesar de gerar lucro até uma vazão de 4 kg.s<sup>-1</sup> para todos os rendimentos da reação no reator 1, o lucro gerado no sistema é muito pequeno. Para as outras composições, as vazões de mistura de óleos a ser utilizada devem ser avaliadas para evitar gerar prejuízo no sistema.

Verificou-se ainda, que com 85% de rendimento da reação no reator 1, obteve-se o maior lucro do sistema nas diversas composições de mistura de óleos e, como no caso do lucro sem a exergia destruída, para rendimentos de reação mais

baixos (75 e 80%) o lucro do sistema diminui e, para rendimentos muito altos (90%), este lucro é ainda menor.

Desta forma, obteve-se um ótimo de operação em 85% de rendimento de reação no reator 1.

#### 5.3.2.3 Comparação entre os sistemas com recuperação de reagente

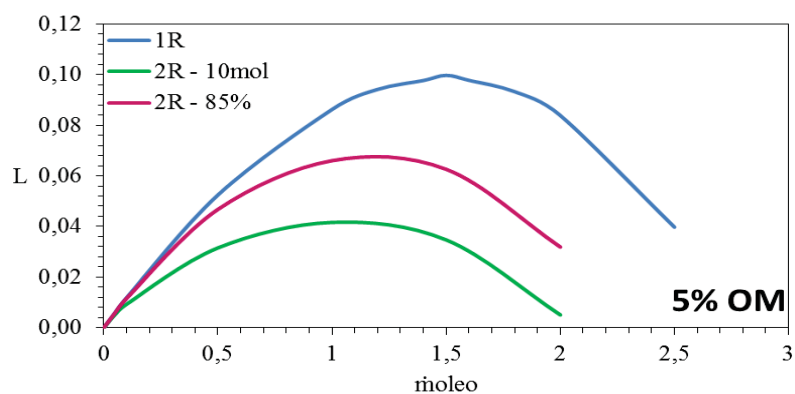
Foram realizadas diferentes simulações com diferentes configurações de operação na produção do biodiesel. Assim, realizou-se uma comparação entre os sistemas de um reator com recuperação de reagente (1R) e dois reatores em série com recuperação de reagente em relação às duas funções objetivos criadas.

Das análises realizadas anteriormente, para o sistema com dois reatores em série, foram selecionadas as condições ótimas de operação para as duas condições definidas. Para a condição 1, a proporção molar de metanol em relação a vazão de óleo foi de 10 mols (2R – 10 mols) e para o rendimento da reação de transesterificação do reator 1 o melhor rendimento foi de 85% (2R – 85%).

#### 5.3.2.4 Lucro do sistema em função da quantidade de óleo consumido

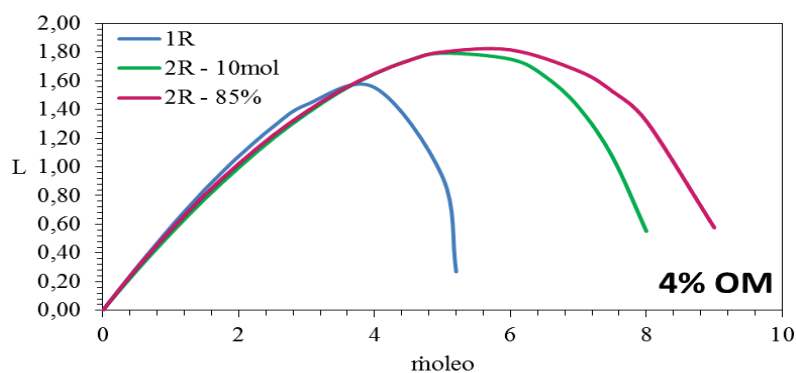
A partir dos dados gerados nas simulações para um reator com recuperação de reagente e para dois reatores em série com recuperação de reagente, nas melhores condições de operação do sistema, considerando a condição 1 (proporção molar de excesso de metanol) e a condição 2 (rendimento da reação de transesterificação), geraram-se as Figuras de 41 a 46.

FIGURA 41 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM.



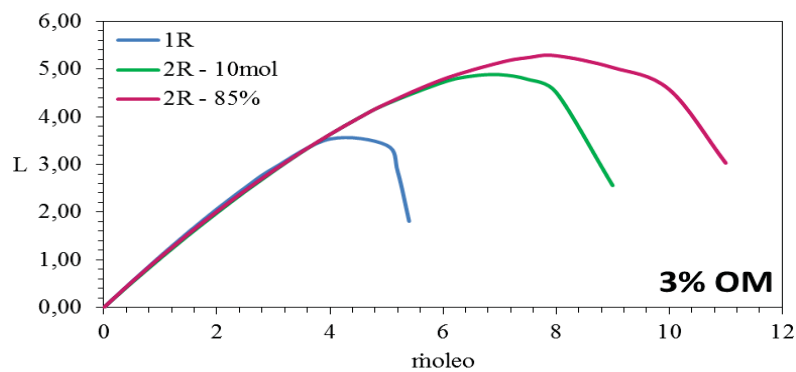
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 42 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM.



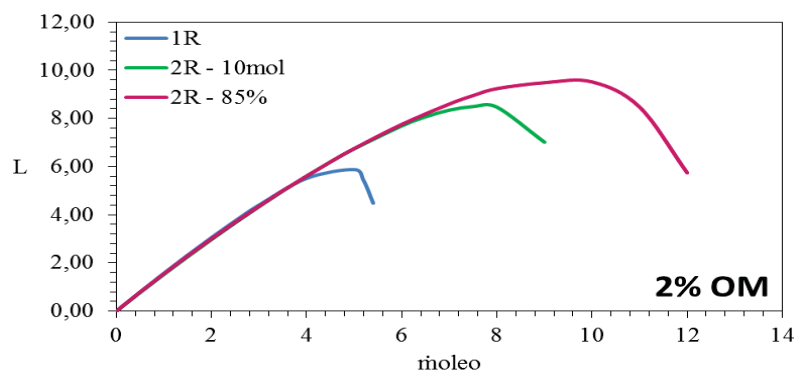
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 43 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM.



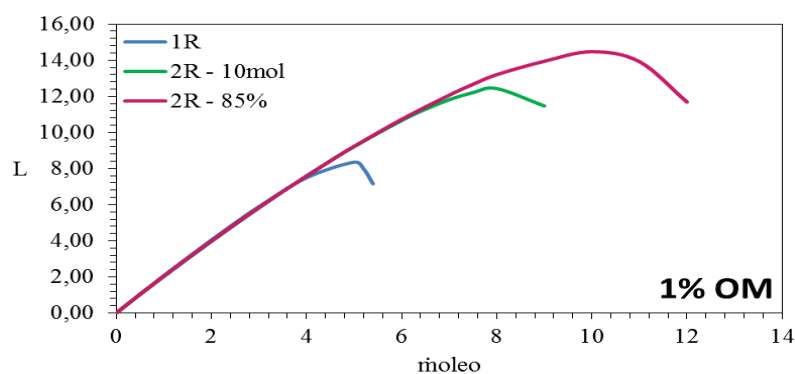
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 44 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM.



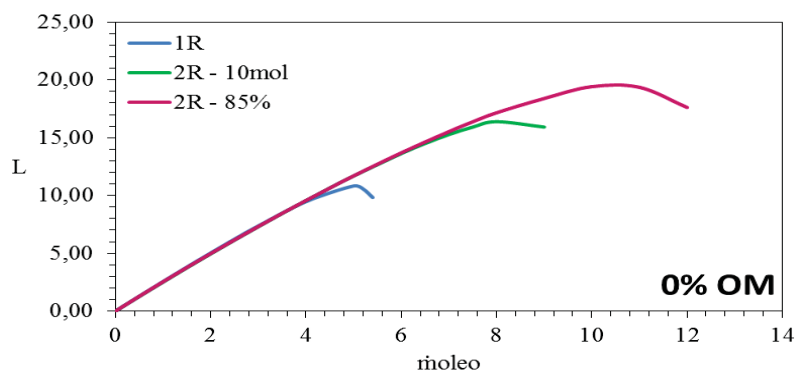
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 45 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

FIGURA 46 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO SEM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

Foram avaliadas as duas configurações propostas, sistema com um reator com recuperação de reagente e dois reatores em série com recuperação de reagente e também, as duas condições de operação para dois reatores em série.

Para isso, determinou-se a melhor condição de operação para cada configuração simulada, sendo para a condição 1, uma proporção molar de excesso de metanol em relação a vazão molar de óleo de 10 mols e para o rendimento da reação de transesterificação do reator 1, uma conversão de 85% do óleo.

Da Figura 41, para 5% OM, pode-se perceber que a melhor condição de operação é para um reator. Isto se deve ao fato de a quantidade de insumos para reação ser menor, visto que a reação ocorre somente uma vez. Pode-se verificar ainda, que para esta composição de 5% OM, o lucro é obtido operando a baixas vazões e este lucro é da ordem de centavos.

Para as outras composições de mistura de óleo, pode-se perceber que a melhor condição de operação passa a ser dois reatores em série, para a condição 2, 85% de rendimento da reação de transesterificação no reator 1.

Observa-se que conforme a composição de OM aumenta na mistura, a vazão de operação de óleo alimentada no sistema que gera lucro diminui, assim como o valor do lucro. Essa diminuição do valor do lucro é esperada, visto que o custo desse insumo é elevado, entretanto, sua utilização gera características interessantes no produto final, conforme apontado no capítulo 2.

Verifica-se ainda, que para as composições de 0 a 4% OM, a configuração do sistema não interfere no lucro gerado considerando uma vazão mássica de óleo de até  $4 \text{ kg.s}^{-1}$ . A partir dessa vazão, gera-se diferentes ótimos locais de lucro conforme a configuração analisada.

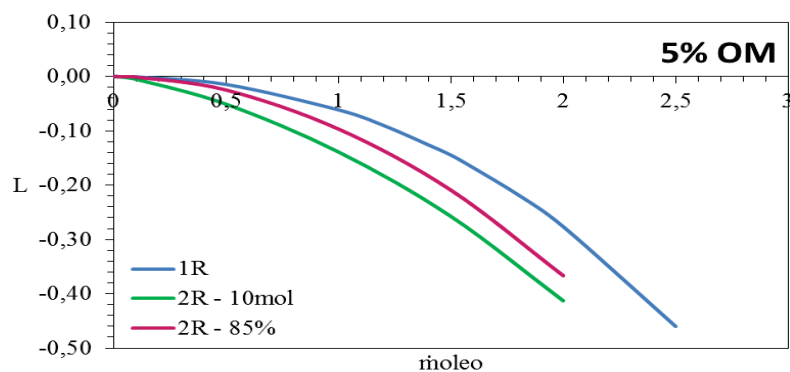
Desta forma, o sistema de dois reatores em série com a condição 2 (85% de rendimento da reação de transesterificação no reator 1) para uma mistura de 3% OM seria a mais interessante, pois gera lucro utilizando uma boa quantidade de OM e com uma vazão de óleo alta, conseqüentemente, uma alta produção de éster.

#### 5.3.2.5 Lucro do sistema com exergia destruída em função da quantidade de óleo consumido

Foram gerados os mesmos estudos que o capítulo 5.3.2.4, entretanto considerou-se a exergia destruída do sistema nos cálculos do lucro.

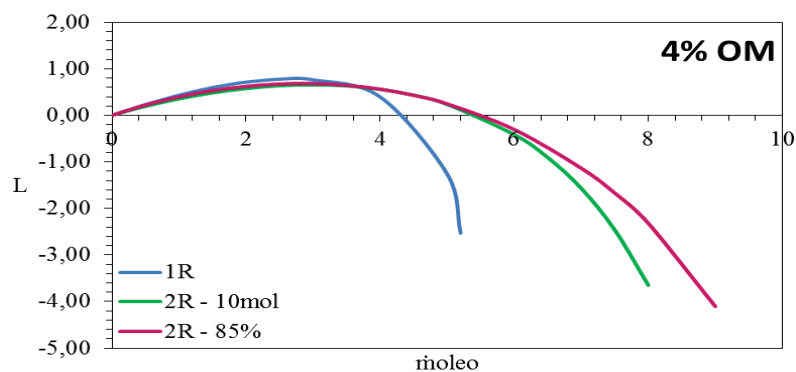
Os valores dessas simulações estão apresentados no anexo.

FIGURA 47 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 5% DE OM.



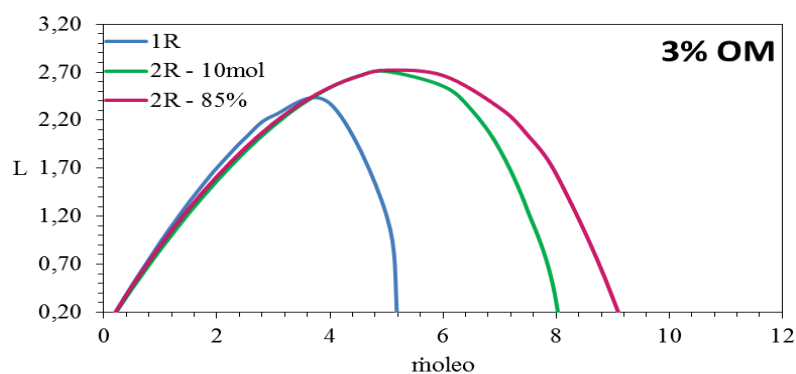
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 48 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 4% DE OM.



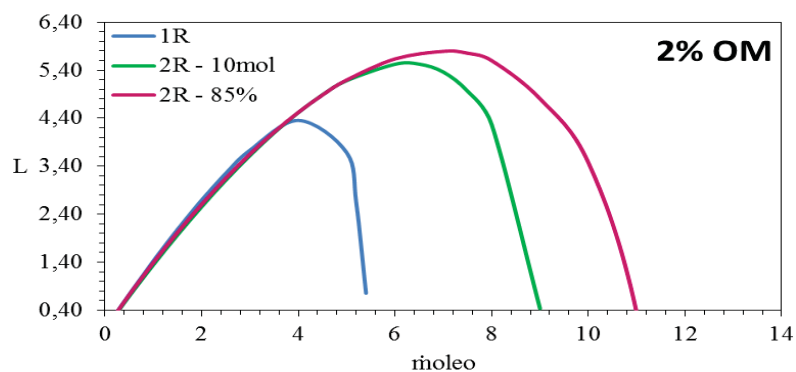
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 49 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 3% DE OM.



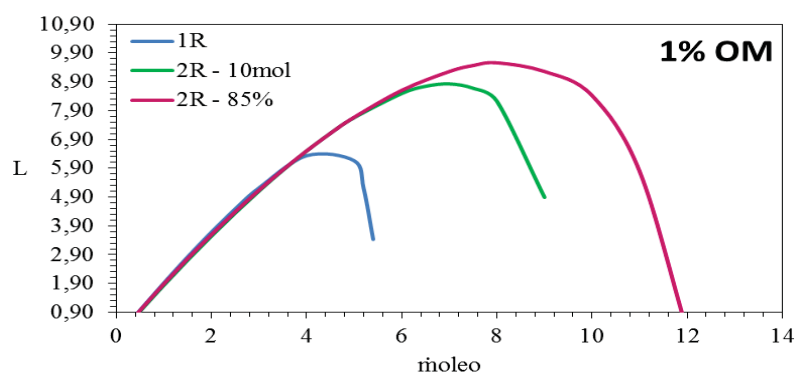
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 50 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 2% DE OM.



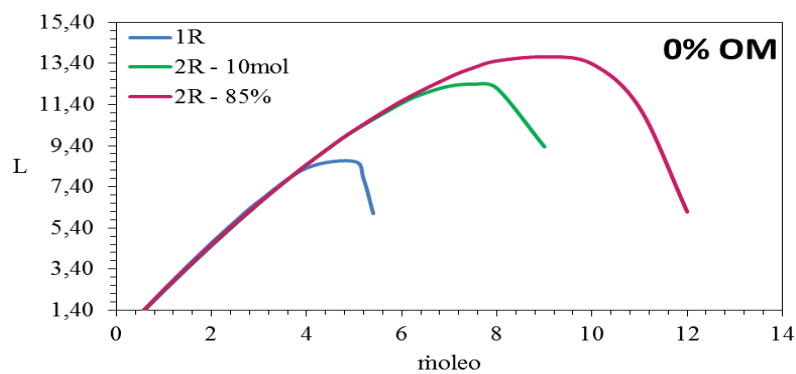
FONTE: A autora (2019)

FIGURA 51 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 1% DE OM.



FONTE: A autora (2019)

FIGURA 52 – COMPARAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS EM RELAÇÃO AO LUCRO COM  $E_{D,Sist}$ , COM COMPOSIÇÃO DA MISTURA DE ÓLEO DE 0% DE OM.



FONTE: A autora (2019)



Da Figura 47, observa-se que a utilização de 5% OM não é viável, pois para todas as vazões o sistema gera lucro negativo, ou seja, a utilização de 5% OM considerando a exergia destruída no sistema, gera prejuízo.

Na Figura 48, observa-se que até uma vazão de óleo de  $4 \text{ kg.s}^{-1}$ , o sistema gera lucro e após isso, tem-se prejuízo do sistema. Entretanto, o lucro gerado nessas vazões é baixo, não sendo interessante a utilização de 4% OM.

Na figura 49, verifica-se que o lucro máximo local obtido está em uma vazão de óleo de  $6 \text{ kg.s}^{-1}$  para a configuração de dois reatores em série, sendo praticamente igual para as duas condições (2R-10mols e 2R-85%).

Das Figuras 50 a 52, pode-se perceber que a faixa de operação do sistema em relação a vazão de óleo é maior para os dois reatores em série para 85% de rendimento da reação no reator 1. O lucro gerado também é maior, e tem influência da composição de OM.

Desta forma, da análise das Figuras 47 a 52, pode-se dizer que é mais interessante a utilização de dois reatores em série na condição de 85% de rendimento da reação no reator 1 com uma porcentagem de 2% de OM, pois gera um máximo lucro em uma vazão alta.

## 6 CONCLUSÕES

O estudo apresentou uma proposta da análise exergética e econômica do processo de produção de biodiesel a partir da mistura de óleos residuais e de microalgas através de diferentes configurações deste processo, um sem recuperação de reagente e o outro com a recuperação do reagente. O estudo inclui o desenvolvimento do modelo matemático de cada configuração e, para o sistema com recuperação de reagente, realizou-se a análise para dois tipos de arranjos.

Para a primeira configuração, desenvolveu-se um modelo o qual abrange as etapas de produção de vapor (Caldeira), aquecimento do óleo e etanol (trocadores de calor para o óleo e para o etanol, respectivamente) e reação de transesterificação (reator). Foram realizadas análises energéticas e exergéticas e verificou-se que a caldeira é a maior responsável pela taxa de exergia destruída no sistema, dessa forma, um local que deve ser analisado e otimizado para diminuir as perdas do sistema.

Para esta primeira configuração, foram criadas duas funções objetivos. A primeira analisa a relação entre a exergia destruída do sistema pela quantidade de biodiesel produzido ( $r_b$ ) e a segunda, o lucro do sistema em relação à quantidade de éster produzido. Da primeira função objetivo um ponto ótimo local de operação foi alcançado para uma proporção de óleo/etanol de 3,7/1 e, com a segunda função objetivo, a relação óleo/etanol obtida para o ponto operacional ótimo local foi de 3,2/1. Desses resultados, pode-se afirmar que ambos os métodos são equivalentes, pois, embora os pontos ótimos sejam distintos, eles são muito próximos.

Verificou-se ainda que nesta configuração, o rendimento da reação foi de 77%, sendo um valor muito baixo para este tipo de reação. Uma das causas atribuídas a esse baixo rendimento está relacionada ao tempo de reação de transesterificação, pois a reação ocorreu somente em um reator, e para isso, utilizou-se um volume muito elevado, o que não é plausível em termos de operação de processo. Dessa forma, a utilização de reatores em série, para aumentar o tempo de reação e diminuir o volume dos reatores se torna uma opção mais viável e mais atrativa, aumentando o rendimento e tornando este processo mais acessível.

A utilização de taxas cinéticas mais detalhadas torna-se mais pertinente, pois o processo pode ser mais detalhado e melhor avaliado.

Para a segunda configuração, foram realizadas algumas alterações para o modelo desenvolvido no qual, além das etapas presentes no modelo anterior, acrescentou-se uma destiladora para a recuperação do reagente em excesso, alterou-se o álcool utilizado, de etanol para metanol e foram consideradas as etapas intermediárias da reação de transesterificação. Nesta configuração, a destiladora é a maior responsável pela taxa de exergia destruída no sistema, sendo este um equipamento que deve ser analisado e otimizado para diminuir as perdas do sistema.

Foram geradas duas funções objetivos para esta configuração. A primeira relaciona o lucro do sistema pela vazão mássica de óleo e a segunda, o lucro com a exergia destruída do sistema pela vazão mássica de óleo. A análise dessas funções objetivo foi realizada juntamente com a análise paramétrica, a qual avaliou a composição da mistura do óleo e, para o caso do arranjo com dois reatores, a condição de operação do reator 1 (mudança na proporção molar de metanol alimentado ou rendimento da reação de transesterificação).

A partir da análise da primeira função objetivo, observou-se que para o arranjo de dois reatores em série, para a primeira condição estabelecida, a proporção molar de metanol que mais gerou lucro foi de 10 mols em relação à vazão de óleo de entrada e, para a segunda condição estabelecida, o rendimento da reação de transesterificação do reator 1 que gerou o maior lucro foi de 85%. Comparando essas duas condições e o arranjo com um reator, verificou-se que para uma composição de 5% de OM, o maior lucro gerado é para o arranjo de um reator. Para as outras composições de mistura de óleos, a configuração não interfere no lucro até a vazão mássica de  $4 \text{ kg.s}^{-1}$ . Após esse valor, o arranjo de dois reatores em série para a condição de 85% de rendimento da reação no reator 1, é o que fornece o maior lucro para o sistema.

Para a segunda função objetivo, verificou-se que a composição de 5% de OM não é aconselhável, pois gera prejuízo ao processo. A composição de 4% de OM gera lucro ao sistema até a vazão mássica de óleo de  $4 \text{ kg.s}^{-1}$  e de  $6 \text{ kg.s}^{-1}$  para o arranjo com 1 reator e para o arranjo de dois reatores em série, respectivamente. Entretanto, o lucro gerado para essa composição é baixo. Para as demais composições de mistura de óleos, da mesma forma que para a primeira função objetivo, a configuração não interfere no lucro até a vazão mássica de  $4 \text{ kg.s}^{-1}$  e,

após essa vazão, o arranjo de dois reatores em série para a condição de 85% de rendimento da reação no reator 1, é o que fornece o maior lucro para o sistema.

Em ambos os casos é possível perceber que o lucro está diretamente ligado à composição de OM na mistura pois, conforme a composição de OM diminui na mistura, o lucro aumenta. Entretanto, a utilização do OM é interessante, pois ele confere características ao éster final, conforme apresentado no capítulo 2.

Dessa forma, pode-se dizer que o arranjo de dois reatores em série para a condição de 85% de rendimento da reação no reator 1, é a configuração mais indicada para o processo de produção de biodiesel e, em relação à composição da mistura de óleos, é sugerida a utilização de 2% de OM pois gera um maior lucro local para uma vazão mássica de óleo alta.

Como sugestões para trabalhos futuros, a avaliação do impacto no sistema para diferentes combustíveis utilizados na caldeira, assim como uma análise de sensibilidade, variando-se seu rendimento. Outra sugestão é realização da análise exergoeconômica desses sistemas a fim de obter os custos de produção mais condizentes com a realidade, visto que nesta análise, leva-se em consideração custos de investimento, manutenção e operação. Por fim, a otimização da coluna de destilação e a otimização exérgica do sistema, para diminuir a exergia destruída gerada no processo.

## REFERÊNCIAS

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/wwwanp/biocombustiveis>>, Acesso em 20/02/2019.

AGHBASHLOA, M.; TABATABAEI, M.; HOSSEINPOURA, S. On the exergoeconomic and exergoenvironmental evaluation and optimization of biodiesel synthesis from waste cooking oil (WCO) using a low power, high frequency ultrasonic reactor. **Energy Conversion and Management**, v.164, p.385–398, 2018.

AMELIO, A.; VAN DE VOORDE, T.; CREEMERS, C.; DEGRÉVE, J.; DARVISHMANESH, S.; LUIS P.; VAN DER BRUGGEN, B. Comparison between exergy and energy analysis for biodiesel production. **Energy**, v.98, p.135-145, 2016.

ANTONOVA, Z.A.; KROUK, V.S. ; PILYUK, Y.E.; MAKSIMUK, Y.V.; KARPUSHENKAVA, L. S.; KRIVOVA, M. G. Exergy analysis of canola-based biodiesel production in Belarus. **Fuel Processing Technology**, v.138, p.397– 403, 2015.

BASHIRI, H.; POURBEIRAM, N. Biodiesel production through transesterification of soybean oil: A kinetic Monte Carlo study. **Journal of Molecular Liquids**, v.223, p.10–15, 2016.

BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. **Thermal Design and Optimization**. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1996.

BIOCOMBUSTÍVEIS. Perguntas e respostas sobre este novo mercado. Rio de Janeiro: [S.n.], 2007. 50 p. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/petrobras/portugues/pdf/Cartilha\\_Biocombustiveis.pdf](http://www2.petrobras.com.br/petrobras/portugues/pdf/Cartilha_Biocombustiveis.pdf)>, Acesso em 21/03/2019.

BODIESELBR. Matéria-Prima para Biodiesel. Disponível em: <<https://www.biodieselbr.com/plantas/oleaginosas/index.htm>>, Acesso em 20/03/2019.

BLANCO-MARIGORTA, A.M.; SUAREZ-MEDINA, J.; VERA-CASTELLANO, A. Exergetic analysis of a biodiesel production process from *Jatropha curcas*. **Applied Energy**, v.101, p. 218–225, 2013.

BOLOY, R.A.M.; SILVA, M.E.; VALLE, A.E.; SILVEIRA, J.L.; TUNA, C.E. Thermoeconomic analysis of hydrogen incorporation in a biodiesel plant. **Applied Thermal Engineering**, v.113, p.519–528, 2017.

BRASIL. Ministério da Educação. Biodiesel. Brasília, D.F., 2006.

CHRISTOFF, P. **Produção de Biodiesel a partir do óleo residual de fritura. Estudo de caso: Guaratuba, Litoral Paranaense.** Dissertação de Mestrado. Instituto de Tecnologia para o Desenvolvimento (LACTEC), Curitiba, 2006.

ÇENGEL, Y.A.; BOLES, M.A. **Termodinâmica.** 5. ed. São Paulo: McGraw-Hill, 2006.

COELHO, J.M. Quanto de Biodiesel o Brasil vai precisar até 2030? **Conferência de BiodieselBR 2017**, São Paulo, 24/10/2017.

CORONADO, C.J.R. **Análise Termoeconômica da Produção de Biodiesel: Aspectos Técnicos, Econômicos e Ecológicos.** Dissertação Doutorado em Engenharia Mecânica. Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2010.

DIB, F.H. **Biodiesel e Proporções de Mistura em um Moto-Gerador.** Dissertação Mestrado em Engenharia Mecânica. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista Júlio Mesquita Filho, Ilha Solteira, 2010.

DUNN, R.O. Correlating the Cloud Point of Biodiesel to the Concentration and Melting Properties of the Component Fatty Acid Methyl Esters. **Energy Fuels**, Vol. 32, pp. 455–464, 2018.

FANG, Y.R.; YEH, Y.; LIU, H.S. A novel strategy of biodiesel production from wet microalgae by direct saponification-esterification conversion (DSEC). **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**, v. 83, p. 23-31, 2018.

FERREIRA, M.E.M. **Análise Exergoeconômica da Produção de Biodiesel de Babaçu Obtido por via Metílica e Etilica.** Dissertação Doutorado em Engenharia Florestal. Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2014.

FLÓREZ-ORREGO, D.A.; ORTIZ, P.A.S. **Exergia - Conceituação e Aplicação.** Universidade de São Paulo, São Paulo, 2013.

HAJJARI, M.; TABATABAEI, M.; AGHBASHLO, M.; GHANAVATI, H. A review on the prospects of sustainable biodiesel production: A global scenario with an emphasis on waste-oil biodiesel utilization. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 72, p. 445-464, 2017.

IHOEGHIAN, N. A.; USMAN, M. A. Exergetic evaluation of biodiesel production from rice bran oil using heterogeneous catalyst. **Journal of King Saud University – Engineering Sciences**, 2018.

ISLAM, M.A.; HEIMANN, K.; BROWN, R.J. Microalgae biodiesel: Current status and future for engine performance and emissions. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 79, p. 1160-1170, 2017.

JODA, F.; AHMADI, F. Exergoeconomic analysis of conventional and using reactive

distillation biodiesel production scenarios thermally integrated with a combined power plant. **Renewable Energy**, v.132, p.898 – 910, 2019.

KNOTHE, G.; KRAHL, J.; VAN GERPEN, J. **The Biodiesel Handbook**. Illinois: AOCS Press, 2005.

MENEGHETTI, S. M. P.; MENEGHETTI, M. R.; BRITO, Y. C. A Reação de Transesterificação, Algumas Aplicações e Obtenção de Biodiesel. **Revista Virtual de Química**, Vol.5, pp.63-73, 2013.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (MME). Sobre o Biodiesel. Disponível em: < <http://www.mme.gov.br/web/guest/acesso-a-informacao/acoes-e-programas/programas/biodiesel/biodiesel?inheritRedirect=true> >, Acesso em 25/01/2019.

MORA, E. F.; TORRES, C.; VALERO, A. Thermoeconomic Analysis of Biodiesel Production from Used Cooking Oils. **Sustainability**, v.7, p. 6321-6335, 2015.

MORAN, M. J. AND SHAPIRO, H. N. **Fundamentals of Engineering thermodynamics**, sixth ed., John Wiley & Sons, Inc, 2007.

OFORI-BOATENG, C.; KEAT, T. L.; JITKANG, L. Feasibility study of microalgal and jatropha biodiesel production plants: Exergy analysis approach. **Applied Thermal Engineering**, v.36, p. 141-151, 2012.

PARENTE, E. J. S. **Biodiesel: uma aventura tecnológica num país engraçado**. Fortaleza: Unigráfica, 2003.

PEIRO, L. T.; MÉNDEZ, G. V.; SCIUBBA, E.; DURANY, X. G. Extended exergy accounting applied to biodiesel production. **Energy**, v.35, p.2861-2869, 2010.

PEITER, G.C.; ALVES, H.J.; SEQUINEL, R.; BAUTITZ, I.R. Alternativas para o uso de glicerol produzido a partir do biodiesel. **Revista Brasileira de Energias Renováveis**, v.5, n.4, p.519-537, 2016.

PERALTA, Y. Y.; SANCHEZ, E.; KAFAROV, V. Exergy analysis for third generation biofuel production from microalgae biomass. **Chemical Engineering Transactions**, v.21, p.1363-1368, 2010.

PEREIRA, C.M.P.; HOBUSS, C.B.; MACIEL, J.V.; FERREIRA, L.R.; PINO, F.B.D.; MESKO, M.F. Biodiesel Renovável Derivado de Microalgas: Avanços e Perspectivas Tecnológicas. **Química Nova**, v.35, n.10, p. 2013-2018, 2012.

PERRY, R.H.; GREEN, D.W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**, 7th. ed., New York, McGraw-Hill Book Co., 1997.

PETKOV, G. AND GARCIA, G. "Which are fatty acids of the green alga *Chlorella*?" **Biochemical Systematics and Ecology**, v.3, p. 281-285, 2007.

POLING, B.E.; PRAUSNITZ, J.M.; O'CONNELLI, J.P. **The properties of gases and liquids**, 5th ed., New York, McGraw-Hill, 2001.

ROJAS, S. P. **Análise Exergética, Termoeconômica e Ambiental de um Sistema de Geração de Energia. Estudo de Caso: Usina Termoelétrica UTE – Rio Madeira**. Dissertação Mestrado em Engenharia Mecânica. Faculdade de Tecnologia, Universidade Federal de Brasília, Brasília, 2007.

SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C.; ABBOTT, M.M. **Introduction to chemical engineering thermodynamics**, 6th ed., Boston, McGraw-Hill, 2001.

TALENS, I.; VILLALBA, G.; GABARRELL, X. Exergy analysis applied to biodiesel production. **Resources, Conservation and Recycling**, v.51, p.397–407, 2007.

TSATSARONIS, G. Definitions and Nomenclature in Exergy Analysis and Exergoeconomics. **Energy**, v 32, p. 249-253, 2007.

WONG, K. V. **Thermodynamics of Engineers**. Florida: CRC Press LLC, 2000.



# ANEXOS

TABELA 12 – DADOS DE  $r_b$  E VAZÃO MÁSSICA DA MISTURA DE ÓLEOS, PARA UMA VAZÃO MÁSSICA FIXA DE  $30 \text{ kg.s}^{-1}$  DE ETANOL – SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

$\dot{m}_{MO}$ ( $\text{kg.s}^{-1}$ )	$r_b$
25	250,0
50	182,6
75	166,3
80	165,1
85	164,3
90	164,0
92	163,9
94	163,9
95	163,9
96	163,9
97	164,0
100	164,2
125	168,8
150	177,5
175	189,0
200	202,4

FONTE: A autora (2019)

TABELA 13 – DADOS DE  $r_b$  E PROPORÇÃO DE ÓLEO/ETANOL, PARA UMA VAZÃO MÁSSICA FIXA DE  $95 \text{ kg.s}^{-1}$  DE ÓLEO – SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

$r_{oet}$	$\dot{m}_{Et}$ ( $\text{kg.s}^{-1}$ )	$r_b$
1,0	95,0	241,0
2,0	47,5	179,7
3,0	31,7	165,3
3,2	29,7	164,4
3,5	27,1	163,6
3,6	26,4	163,5
3,7	25,7	163,5
3,8	25,0	163,5
3,9	24,4	163,6
4,0	23,8	163,8
5,0	19,0	168,0
6,0	15,8	175,6
10,0	9,5	221,5

FONTE: A autora (2019)

TABELA 14 – DADOS DE VAZÕES MÁSSICAS, PROPORÇÃO ÓLEO/ETANOL E LUCRO – SISTEMA COM UM REATOR SEM RECUPERAÇÃO DE REAGENTE

$r_{oet}$	$\dot{m}_{MO}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{Et}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )
1,0	95,00	95,00	0,53	90,07	12,47
2,0	95,00	47,50	0,38	85,59	95,45
3,0	95,00	31,67	0,33	80,25	110,12
3,2	95,00	29,69	0,32	79,13	110,45
3,5	95,00	27,14	0,31	77,43	109,95
3,6	95,00	26,00	0,31	76,55	109,34
3,7	95,00	25,68	0,31	76,29	109,13
3,8	95,00	25,00	0,30	75,72	108,60
3,9	95,00	24,36	0,30	75,15	108,00
4,0	95,00	23,75	0,30	74,58	107,33
5,0	95,00	19,00	0,28	68,92	98,04
6,0	95,00	15,83	0,27	63,53	86,39
10,0	95,00	9,50	0,25	46,56	42,19

FONTE: A autora (2019)

TABELA 15 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 6 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com $E_{d,sist}$ (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,06	0,08	0,10	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25
0,50	0,05	0,29	0,54	0,79	1,04	1,28	-0,02	0,22	0,47	0,72	0,97	1,21
1,00	0,07	0,56	1,06	1,55	2,05	2,54	-0,10	0,40	0,89	1,39	1,88	2,38
2,00	0,02	1,01	2,00	2,99	3,98	4,97	-	0,60	1,59	2,58	3,57	4,56
2,50	-	1,19	2,42	3,66	4,90	6,14	-	0,62	1,86	3,09	4,33	5,57
3,00	-	1,32	2,80	4,29	5,77	7,26	-	0,56	2,04	3,53	5,01	6,50
3,50	-	1,40	3,13	4,86	6,60	8,33	-	0,41	2,15	3,88	5,61	7,34
3,60	-	1,41	3,19	4,97	6,75	8,53	-	0,37	2,15	3,93	5,72	7,50
3,80	-	1,41	3,29	5,18	7,06	8,94	-	0,27	2,15	4,03	5,91	7,79
3,90	-	1,42	3,35	5,28	7,21	9,14	-	0,22	2,15	4,08	6,01	7,94
4,00	-	1,41	3,39	5,37	7,35	9,33	-	0,15	2,13	4,11	6,09	8,07
4,10	-	1,41	3,44	5,47	7,50	9,53	-	0,08	2,11	4,14	6,17	8,20
4,50	-	1,34	3,57	5,80	8,03	10,25	-	-0,26	1,97	4,20	6,42	8,65
5,00	-	1,14	3,62	6,09	8,57	11,04	-	-0,90	1,58	4,05	6,53	9,00
6,00	-	-	2,88	5,85	8,82	11,79	-	-	-0,64	2,33	5,30	8,27
6,20	-	-	2,38	5,45	8,52	11,59	-	-	-1,70	1,37	4,44	7,51
6,50	-	-	0,10	3,32	6,53	9,75	-	-	-5,95	-2,74	0,48	3,70

FONTE: A autora (2019)

TABELA 16 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 7 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com E <sub>d,sist</sub> (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,06	0,08	0,10	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25
0,50	0,04	0,29	0,54	0,79	1,03	1,28	-0,03	0,22	0,47	0,71	0,96	1,21
1,00	0,06	0,56	1,05	1,55	2,04	2,54	-0,10	0,40	0,89	1,39	1,88	2,38
2,00	0,03	1,02	2,01	3,00	3,99	4,98	-0,37	0,62	1,61	2,60	3,59	4,58
2,50	-	1,21	2,45	3,69	4,92	6,16	-	0,66	1,90	3,14	4,38	5,61
3,00	-	1,36	2,85	4,33	5,82	7,30	-	0,64	2,13	3,61	5,10	6,58
3,50	-	1,48	3,21	4,94	6,68	8,41	-	0,55	2,29	4,02	5,75	7,48
4,00	-	1,55	3,53	5,51	7,49	9,47	-	0,38	2,36	4,34	6,32	8,30
4,50	-	1,55	3,78	6,01	8,23	10,46	-	0,10	2,33	4,56	6,78	9,01
5,00	-	1,48	3,95	6,43	8,90	11,38	-	-0,32	2,16	4,63	7,11	9,58
6,00	-	0,94	3,91	6,88	9,85	12,82	-	-1,82	1,15	4,12	7,09	10,06
6,50	-	0,31	3,53	6,75	9,96	13,18	-	-3,20	0,01	3,23	6,45	9,67
6,70	-	-	3,22	6,54	9,85	13,17	-	-	-0,71	2,60	5,92	9,24
7,00	-	-	2,45	5,92	9,38	12,85	-	-	-2,33	1,13	4,60	8,06
7,50	-	-	0,08	3,79	7,50	11,22	-	-	-6,89	-3,18	0,53	4,25

FONTE: A autora (2019)

TABELA 17 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 8 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com E <sub>d,sist</sub> (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,05	0,08	0,10	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,05	0,10	0,14	0,19	0,24
0,50	0,04	0,29	0,54	0,78	1,03	1,28	-0,03	0,21	0,46	0,71	0,96	1,20
1,00	0,06	0,55	1,05	1,54	2,04	2,53	-0,11	0,39	0,88	1,38	1,87	2,37
2,00	0,03	1,02	2,01	3,00	3,99	4,98	-0,37	0,62	1,61	2,60	3,59	4,58
2,50	-	1,22	2,46	3,69	4,93	6,17	-	0,68	1,91	3,15	4,39	5,63
3,00	-	1,38	2,87	4,35	5,84	7,32	-	0,68	2,16	3,65	5,13	6,62
3,50	-	1,52	3,25	4,99	6,72	8,45	-	0,62	2,36	4,09	5,82	7,55
4,00	-	1,62	3,60	5,58	7,56	9,54	-	0,50	2,48	4,46	6,44	8,42
4,50	-	1,67	3,89	6,12	8,35	10,58	-	0,30	2,53	4,76	6,98	9,21
5,00	-	1,66	4,13	6,61	9,08	11,56	-	0,00	2,47	4,95	7,42	9,90
6,00	-	1,39	4,36	7,33	10,30	13,27	-	-1,04	1,93	4,90	7,87	10,84
6,50	-	1,08	4,29	7,51	10,73	13,95	-	-1,88	1,34	4,56	7,78	10,99
7,00	-	0,52	3,99	7,45	10,92	14,38	-	-3,12	0,34	3,81	7,27	10,74
7,50	-	-	3,24	6,95	10,66	14,38	-	-	-1,43	2,28	5,99	9,70
8,00	-	-	0,39	4,35	8,31	12,27	-	-	-6,85	-2,89	1,07	5,03

FONTE: A autora (2019)

TABELA 18 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 9 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com E <sub>d,sist</sub> (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,00	0,03	0,05	0,08	0,10	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	-0,01	0,04	0,09	0,14	0,19	0,24
0,50	0,04	0,28	0,53	0,78	1,03	1,27	-0,04	0,21	0,45	0,70	0,95	1,20
1,00	0,05	0,55	1,04	1,54	2,03	2,53	-0,12	0,37	0,87	1,36	1,86	2,35
2,00	0,02	1,01	2,00	2,99	3,98	4,97	-0,38	0,61	1,60	2,59	3,58	4,57
2,50	-	1,21	2,45	3,69	4,92	6,16	-	0,67	1,90	3,14	4,38	5,62
3,00	-	1,38	2,87	4,35	5,84	7,32	-	0,68	2,16	3,65	5,13	6,62
3,50	-	1,53	3,27	5,00	6,73	8,46	-	0,65	2,38	4,11	5,84	7,58
4,00	-	1,64	3,62	5,60	7,58	9,56	-	0,55	2,53	4,51	6,49	8,47
4,50	-	1,72	3,95	6,18	8,41	10,63	-	0,40	2,63	4,86	7,08	9,31
5,00	-	1,75	4,23	6,70	9,18	11,65	-	0,16	2,64	5,11	7,59	10,06
6,00	-	1,63	4,60	7,57	10,54	13,51	-	-0,63	2,34	5,31	8,28	11,25
6,50	-	1,44	4,66	7,88	11,09	14,31	-	-1,24	1,98	5,19	8,41	11,63
7,00	-	1,11	4,57	8,04	11,50	14,97	-	-2,11	1,36	4,82	8,29	11,75
7,50	-	0,58	4,30	8,01	11,72	15,43	-	-3,31	0,40	4,12	7,83	11,54
8,00	-	-	3,67	7,63	11,59	15,55	-	-	-1,16	2,80	6,76	10,72
9,00	-	-	-	3,54	8,00	12,45	-	-	-	-5,57	-1,11	3,34

FONTE: A autora (2019)

TABELA 19 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL DE 10 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com E <sub>d,sist</sub> (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,001	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,05	0,08	0,10	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,04	0,09	0,14	0,19	0,24
0,50	0,03	0,28	0,53	0,77	1,02	1,27	-0,05	0,20	0,44	0,69	0,94	1,19
1,00	0,04	0,54	1,03	1,53	2,02	2,52	-0,14	0,36	0,85	1,35	1,84	2,34
2,00	0,01	1,00	1,99	2,98	3,97	4,96	-0,41	0,58	1,57	2,56	3,55	4,54
2,50	-	1,20	2,43	3,67	4,91	6,15	-	0,64	1,87	3,11	4,35	5,59
3,00	-	1,37	2,86	4,34	5,83	7,31	-	0,66	2,14	3,63	5,11	6,60
3,50	-	1,53	3,26	4,99	6,72	8,46	-	0,63	2,37	4,10	5,83	7,56
4,00	-	1,65	3,63	5,61	7,59	9,57	-	0,56	2,54	4,52	6,50	8,48
4,50	-	1,74	3,97	6,20	8,42	10,65	-	0,43	2,66	4,89	7,12	9,34
5,00	-	1,79	4,27	6,74	9,22	11,69	-	0,23	2,71	5,18	7,66	10,13
6,00	-	1,75	4,72	7,69	10,66	13,63	-	-0,41	2,56	5,53	8,50	11,47
6,50	-	1,63	4,85	8,07	11,29	14,50	-	-0,91	2,31	5,53	8,75	11,96
7,00	-	1,42	4,88	8,35	11,81	15,28	-	-1,57	1,90	5,36	8,83	12,29
7,50	-	1,07	4,78	8,50	12,21	15,92	-	-2,46	1,25	4,96	8,68	12,39
8,00	-	0,55	4,51	8,47	12,43	16,39	-	-3,65	0,31	4,27	8,23	12,19
9,00	-	-	2,56	7,01	11,47	15,92	-	-	-4,02	0,44	4,89	9,35

FONTE: A autora (2019)

TABELA 20 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 75%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com E <sub>d,sist</sub> (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,001	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,01	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,06	0,08	0,11	0,13	0,00	0,03	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25
0,50	0,05	0,30	0,54	0,79	1,04	1,29	-0,02	0,22	0,47	0,72	0,97	1,21
1,00	0,06	0,56	1,05	1,55	2,04	2,54	-0,10	0,40	0,89	1,39	1,88	2,38
1,50	0,05	0,80	1,54	2,28	3,02	3,77	-0,22	0,52	1,26	2,00	2,75	3,49
2,00	0,01	1,00	1,99	2,98	3,97	4,96	-0,40	0,59	1,58	2,57	3,56	4,55
2,50	-	1,18	2,42	3,65	4,89	6,13	-	0,61	1,85	3,08	4,32	5,56
3,00	-	1,32	2,81	4,29	5,78	7,26	-	0,57	2,06	3,54	5,03	6,51
3,50	-	1,43	3,16	4,90	6,63	8,36	-	0,47	2,20	3,94	5,67	7,40
4,00	-	1,50	3,48	5,46	7,44	9,42	-	0,30	2,28	4,26	6,24	8,22
4,50	-	1,53	3,75	5,98	8,21	10,44	-	0,06	2,29	4,51	6,74	8,97
5,00	-	1,50	3,97	6,45	8,92	11,40	-	-0,28	2,20	4,67	7,15	9,62
6,00	-	1,25	4,22	7,19	10,16	13,13	-	-1,28	1,69	4,66	7,63	10,60
6,50	-	1,00	4,22	7,44	10,65	13,87	-	-2,00	1,21	4,43	7,65	10,87
7,00	-	0,63	4,09	7,56	11,02	14,49	-	-2,94	0,52	3,99	7,45	10,92
8,00	-	-	3,17	7,13	11,09	15,05	-	-	-2,02	1,94	5,90	9,86
9,00	-	-	-	3,48	7,93	12,39	-	-	-9,18	-5,71	-1,25	3,20

FONTE: A autora (2019)

TABELA 21 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUIDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 80%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com E <sub>d,sist</sub> (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,001	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,01	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,06	0,08	0,11	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25
0,50	0,05	0,30	0,54	0,79	1,04	1,29	-0,02	0,22	0,47	0,72	0,97	1,21
1,00	0,07	0,56	1,06	1,55	2,05	2,54	-0,10	0,40	0,89	1,39	1,88	2,38
1,50	0,06	0,80	1,55	2,29	3,03	3,77	-0,21	0,53	1,27	2,02	2,76	3,50
2,00	0,03	1,02	2,01	3,00	3,99	4,98	-0,38	0,61	1,60	2,59	3,58	4,57
2,50	-	1,21	2,44	3,68	4,92	6,16	-	0,65	1,89	3,13	4,37	5,60
3,00	-	1,37	2,85	4,34	5,82	7,31	-	0,65	2,13	3,62	5,10	6,59
3,50	-	1,50	3,23	4,97	6,70	8,43	-	0,59	2,32	4,06	5,79	7,52
4,00	-	1,60	3,58	5,56	7,54	9,52	-	0,48	2,46	4,44	6,42	8,40
4,50	-	1,68	3,90	6,13	8,36	10,59	-	0,32	2,55	4,77	7,00	9,23
5,00	-	1,71	4,18	6,66	9,13	11,61	-	0,09	2,57	5,04	7,52	9,99
6,00	-	1,66	4,63	7,60	10,57	13,54	-	-0,57	2,40	5,37	8,34	11,31
6,50	-	1,57	4,79	8,01	11,23	14,44	-	-1,01	2,21	5,42	8,64	11,86
7,00	-	1,41	4,87	8,34	11,80	15,27	-	-1,58	1,89	5,35	8,82	12,28
8,00	-	0,92	4,88	8,84	12,80	16,76	-	-3,01	0,95	4,91	8,87	12,83
9,00	-	0,04	4,49	8,95	13,40	17,86	-	-5,12	-0,67	3,79	8,24	12,70
10,00	-	-	3,44	8,39	13,34	18,29	-	-	-3,42	1,53	6,48	11,43
11,00	-	-	0,79	6,24	11,68	17,13	-	-	-8,98	-3,53	1,91	7,36
12,00	-	-	-	3,08	9,02	14,96	-	-	-	-10,26	-4,32	1,62

FONTE: A autora (2019)

TABELA 22 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUÍDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 85%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com $E_{d,sist}$ (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,001	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,06	0,08	0,10	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25
0,50	0,05	0,29	0,54	0,79	1,04	1,28	-0,02	0,22	0,47	0,72	0,97	1,21
1,00	0,07	0,56	1,06	1,55	2,05	2,54	-0,10	0,40	0,89	1,39	1,88	2,38
1,50	0,06	0,81	1,55	2,29	3,03	3,78	-0,21	0,53	1,28	2,02	2,76	3,50
2,00	0,03	1,02	2,01	3,00	3,99	4,98	-0,37	0,62	1,61	2,60	3,59	4,58
3,00	-	1,39	2,87	4,36	5,84	7,33	-	0,68	2,17	3,65	5,14	6,62
4,00	-	1,65	3,63	5,61	7,59	9,57	-	0,56	2,54	4,52	6,50	8,48
5,00	-	1,80	4,28	6,75	9,23	11,70	-	0,25	2,72	5,20	7,67	10,15
6,00	-	1,82	4,79	7,76	10,73	13,70	-	-0,30	2,67	5,64	8,61	11,58
7,00	-	1,67	5,13	8,60	12,06	15,53	-	-1,14	2,33	5,79	9,26	12,72
7,50	-	1,53	5,24	8,95	12,66	16,38	-	-1,67	2,04	5,76	9,47	13,18
8,00	-	1,32	5,28	9,24	13,20	17,16	-	-2,32	1,64	5,60	9,56	13,52
9,00	-	0,58	5,03	9,49	13,94	18,40	-	-4,10	0,35	4,81	9,26	13,72
10,00	-	-	4,57	9,52	14,47	19,42	-	-	-1,47	3,48	8,43	13,38
11,00	-	-	3,03	8,47	13,92	19,36	-	-	-5,10	0,35	5,79	11,24
12,00	-	-	-	5,74	11,68	17,62	-	-	-	-5,70	0,24	6,18

FONTE: A autora (2019)

TABELA 23 – LUCRO DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE SEM E COM A EXERGIA DESTRUÍDA PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DO REATOR 1 DE 90%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	Lucro (R\$.s <sup>-1</sup> )						Lucro com $E_{d,sist}$ (R\$.s <sup>-1</sup> )					
	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM	5% OM	4% OM	3% OM	2% OM	1% OM	0% OM
0,001	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,00	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02
0,05	0,01	0,03	0,06	0,08	0,10	0,13	0,00	0,02	0,05	0,07	0,10	0,12
0,10	0,01	0,06	0,11	0,16	0,21	0,26	0,00	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25
0,50	0,04	0,29	0,54	0,79	1,03	1,28	-0,03	0,22	0,46	0,71	0,96	1,21
1,00	0,06	0,55	1,05	1,54	2,04	2,53	-0,11	0,39	0,88	1,38	1,87	2,37
1,50	0,05	0,79	1,54	2,28	3,02	3,76	-0,23	0,51	1,26	2,00	2,74	3,48
2,00	0,01	1,00	1,99	2,98	3,97	4,96	-0,40	0,59	1,58	2,57	3,56	4,55
2,50	-	1,19	2,43	3,66	4,90	6,14	-	0,62	1,86	3,10	4,34	5,57
3,00	-	1,34	2,82	4,31	5,79	7,28	-	0,60	2,09	3,57	5,06	6,54
3,50	-	1,46	3,19	4,93	6,66	8,39	-	0,52	2,25	3,99	5,72	7,45
4,00	-	1,54	3,52	5,50	7,48	9,46	-	0,37	2,35	4,33	6,31	8,29
4,50	-	1,57	3,80	6,03	8,25	10,48	-	0,14	2,37	4,59	6,82	9,05
5,00	-	1,54	4,02	6,49	8,97	11,44	-	-0,20	2,28	4,75	7,23	9,70
6,00	-	1,21	4,18	7,15	10,12	13,09	-	-1,35	1,62	4,59	7,56	10,53
7,00	-	-	3,21	6,67	10,14	13,60	-	-	-1,02	2,45	5,91	9,38
7,50	-	-	2,28	5,99	9,71	13,42	-	-	-3,10	0,61	4,33	8,04

FONTE: A autora (2019)

TABELA 24 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA UM REATOR

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rendimento (%)	$\gamma$	$\dot{n}_5$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_5$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$E_{d,sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{6,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,001	0,001	96,0	9,1	0,011	0,0003	1,795	0,0002	5E-05	0,001
0,01	0,01	96,0	9,1	0,11	0,003	17,99	0,0025	0,0005	0,01
0,05	0,06	96,0	9,1	0,53	0,02	90,66	0,01	0,002	0,05
0,10	0,12	96,0	9,2	1,08	0,03	183,10	0,03	0,005	0,10
0,50	0,59	96,0	9,8	5,76	0,18	990,20	0,14	0,03	0,51
1,00	1,17	96,0	10,7	12,41	0,40	2185,00	0,31	0,06	1,02
1,20	1,41	96,0	11,0	15,51	0,50	2725,00	0,39	0,07	1,22
1,40	1,64	96,0	11,4	18,74	0,60	3310,00	0,48	0,08	1,42
1,50	1,76	96,0	11,6	20,43	0,65	3618,00	0,53	0,09	1,52
1,60	1,87	96,0	11,8	22,16	0,71	3936,00	0,57	0,10	1,62
1,80	2,11	96,0	12,3	25,82	0,83	4609,00	0,68	0,12	1,83
2,00	2,34	96,0	12,7	29,74	0,95	5336,00	0,79	0,14	2,03
2,50	2,93	96,0	13,9	40,78	1,31	7404,00	1,11	0,19	2,54
3,00	3,51	96,0	15,4	54,10	1,73	9936,00	1,51	0,25	3,05
4,00	4,68	96,0	19,5	91,33	2,92	17153,00	2,67	0,44	4,06
5,00	5,86	96,0	28,8	168,60	5,40	32494,00	5,21	0,83	5,08
5,20	6,09	96,0	35,0	213,10	6,82	41452,00	6,72	1,05	5,28
5,40	6,32	95,9	44,5	281,40	9,00	55231,00	9,04	1,40	5,47

FONTE: A autora (2019)



TABELA 25 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGETICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 6 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	y	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$E_{d,sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,00	0,0	86,5	96	6	1,13	0,007	0,004	0,0002	0,0001	2	0,0002	0,00005	0,001	0,001
0,01	0,0	86,4	96	6	1,14	0,07	0,04	0,002	0,001	18	0,003	0,0005	0,01	0,01
0,05	0,1	86,2	96	6	1,18	0,35	0,19	0,01	0,006	92	0,01	0,002	0,05	0,05
0,10	0,1	85,9	96	6	1,23	0,70	0,39	0,02	0,01	187	0,03	0,005	0,09	0,10
0,50	0,6	83,8	96	6	1,62	3,51	2,55	0,11	0,08	1054	0,15	0,03	0,44	0,51
1,00	1,2	81,4	96	6	2,10	7,03	6,52	0,22	0,21	2400	0,35	0,06	0,86	1,02
1,50	1,8	79,4	96	6	2,61	10,54	11,98	0,34	0,38	4049	0,60	0,10	1,26	1,52
2,00	2,3	77,6	96	6	3,16	14,05	19,09	0,45	0,61	6033	0,91	0,15	1,64	2,03
2,50	2,9	75,9	96	6	3,77	17,56	28,09	0,56	0,90	8402	1,28	0,21	2,01	2,54
3,00	3,5	74,4	96	6	4,44	21,08	39,32	0,67	1,26	11223	1,73	0,29	2,36	3,05
3,50	4,1	73,0	96	6	5,21	24,59	53,28	0,79	1,71	14599	2,27	0,37	2,70	3,55
3,60	4,2	72,8	96	6	5,38	25,29	56,48	0,81	1,81	15357	2,39	0,39	2,77	3,65
3,80	4,5	72,3	96	6	5,74	26,70	63,36	0,85	2,03	16971	2,65	0,43	2,90	3,86
3,90	4,6	72,0	96	6	5,92	27,40	66,94	0,88	2,14	17806	2,79	0,45	2,97	3,96
4,00	4,7	71,8	96	6	6,12	28,10	70,85	0,90	2,27	18707	2,93	0,48	3,04	4,06
4,10	4,8	71,5	96	6	6,32	28,81	74,85	0,92	2,40	19629	3,08	0,50	3,10	4,16
4,50	5,3	70,6	96	6	7,20	20,46	88,91	1,01	2,97	23732	3,76	0,60	3,36	4,57
5,00	5,9	69,5	96	6	8,60	35,13	122,2	1,12	3,91	30233	4,83	0,77	3,67	5,08
6,00	7,0	67,5	96	6	13,40	42,15	225,1	1,35	7,20	52176	8,49	1,32	4,28	6,09
6,20	7,3	67,7	96	6	15,30	43,56	264,80	1,39	8,48	60446	9,88	1,53	4,40	6,29
6,50	7,6	66,5	96	6	22,50	45,67	407,30	1,46	13,03	89655	14,82	2,27	4,57	6,60

FONTE: A autora (2019)

TABELA 26 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 7 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	$\gamma$	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	E <sub>d,sist</sub> (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,00	0,0	91,1	96	7	0,86	0,01	0,003	0,0003	0,0001	2	0,0003	4,8E-05	0,000963	0,001015
0,01	0,0	91,1	96	7	0,86	0,08	0,03	0,003	0,001	18	0,003	0,000481	0,01	0,01
0,05	0,1	90,8	96	7	0,90	0,41	0,15	0,01	0,005	96	0,01	0,002435	0,05	0,05
0,10	0,1	90,6	96	7	0,94	0,82	0,31	0,03	0,01	194	0,03	0,005	0,10	0,10
0,50	0,6	88,6	96	7	1,27	4,10	2,08	0,13	0,07	1078	0,15	0,03	0,47	0,51
1,00	1,2	86,4	96	7	1,69	8,20	5,44	0,26	0,17	2417	0,35	0,06	0,91	1,02
1,50	1,8	84,4	96	7	2,12	12,30	10,09	0,39	0,32	4021	0,59	0,10	1,34	1,52
2,00	2,3	82,6	96	7	2,58	16,39	16,18	0,52	0,52	5916	0,89	0,15	1,75	2,03
2,50	2,9	81,0	96	7	3,07	20,49	23,79	0,66	0,76	8122	1,23	0,21	2,14	2,54
3,00	3,5	79,5	96	7	3,62	24,59	33,26	0,79	1,06	10706	1,64	0,27	2,52	3,05
3,50	4,1	78,2	96	7	4,22	28,69	44,86	0,92	1,44	13720	2,12	0,35	2,89	3,55
3,60	4,2	77,9	96	7	4,35	29,51	47,47	0,94	1,52	14383	2,23	0,37	2,97	3,65
3,8	4,5	77,4	96	7	4,62	31,15	53,02	1,00	1,70	15774	2,45	0,40	3,11	3,86
3,90	4,6	77,2	96	7	4,76	313,97	55,97	1,02	1,79	16503	2,57	0,42	3,18	3,96
4,00	4,7	76,9	96	7	4,90	32,79	58,98	1,05	1,89	17248	2,69	0,44	3,25	4,06
4,10	4,8	76,7	96	7	5,05	33,61	62,20	1,08	1,99	18033	2,81	0,46	3,32	4,16
4,50	5,3	75,7	96	7	5,70	36,89	76,52	1,18	2,45	21468	3,37	0,55	3,60	4,57
5,00	5,9	74,6	96	7	6,65	40,98	98,38	1,31	3,15	26565	4,21	0,67	3,94	5,08
6,00	7,0	72,5	96	7	9,30	49,18	162,60	1,57	5,20	40915	6,58	1,04	4,60	6,09
6,20	7,3	72,1	96	7	10,05	50,82	181,00	1,63	5,79	44921	7,25	1,14	4,73	6,29
6,50	7,6	71,6	96	7	11,40	53,28	214,40	1,71	6,86	52080	8,44	1,32	4,92	6,60
6,70	7,8	71,2	96	7	12,60	54,92	243,50	1,76	7,79	58262	9,48	1,48	5,04	6,80
7,00	8,2	70,6	96	7	15,10	57,38	303,70	1,84	9,72	70857	11,60	1,80	5,23	7,11
7,50	8,8	69,8	95,8	7	21,50	61,48	460,20	1,97	14,73	103266	17,06	2,62	5,53	7,60

FONTE: A autora (2019)

TABELA 27 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 8 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	$y$	$y_1$	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$E_{d,sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,00	0,0	94,1	96	8	0,63	0,01	0,002	0,0003	0,0001	2	0,0003	5,04E-05	0,000995	0,001015
0,01	0,0	94,0	96	8	0,64	0,09	0,02	0,003	0,001	20	0,003	0,000505	0,01	0,01
0,05	0,1	93,8	96	8	0,67	0,47	0,11	0,01	0,004	100	0,01	0,003	0,05	0,05
0,10	0,1	93,6	96	8	0,71	0,94	0,24	0,03	0,01	203	0,03	0,005	0,10	0,10
0,50	0,6	91,8	96	8	1,01	4,68	1,68	0,15	0,05	1116	0,16	0,03	0,49	0,51
1,00	1,2	89,8	96	8	1,38	9,37	4,53	0,30	0,15	2472	0,36	0,06	0,95	1,02
1,50	1,8	88,0	96	8	1,75	14,05	8,56	0,45	0,27	4066	0,60	0,10	1,40	1,52
2,00	2,3	86,3	96	8	2,15	18,74	13,83	0,60	0,44	5915	0,89	0,15	1,83	2,03
2,50	2,9	84,8	96	8	2,57	23,42	20,45	0,75	0,65	8038	1,22	0,20	2,24	2,54
3,00	3,5	83,3	96	8	3,03	28,10	28,60	0,90	0,92	10472	1,60	0,27	2,64	3,05
3,50	4,1	82,0	96	8	3,53	32,79	38,53	1,05	1,23	13266	2,04	0,34	3,04	3,55
4,00	4,7	80,8	96	8	4,08	37,47	50,52	1,20	1,62	16480	2,56	0,42	3,42	4,06
4,50	5,3	79,6	96	8	4,71	42,15	65,07	1,35	2,08	20212	3,16	0,51	3,79	4,57
5,00	5,9	78,5	96	8	5,43	46,84	82,70	1,50	2,65	24569	3,87	0,62	4,15	5,08
6,00	7,0	76,4	96	8	7,30	56,21	131,50	1,80	4,21	36023	5,75	0,91	4,85	6,09
6,50	7,6	75,5	96	8	8,55	60,89	165,60	1,95	5,30	43738	7,03	1,11	5,19	6,60
7,00	8,2	74,6	96	8	10,25	65,57	212,40	2,10	6,80	54008	8,74	1,37	5,52	7,11
7,50	8,8	73,7	96	8	12,85	70,26	283,50	2,25	9,07	69203	11,28	1,76	5,84	7,61
8,00	9,4	72,9	96	8	20,00	74,94	467,70	2,40	14,97	107343	17,73	2,72	6,16	8,12

FONTE: A autora (2019)

TABELA 28 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 9 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	y	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	E <sub>d,sist</sub> (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,00	0,0	95,9	96	9	0,40	0,01	0,001	0,0003	0,00004	2	0,0003	5,25E-05	0,001014	0,001015
0,01	0,0	95,9	96	9	0,41	0,11	0,01	0,003	0,0004	21	0,003	0,000527	0,01	0,01
0,05	0,1	95,7	96	9	0,44	0,53	0,08	0,02	0,002	105	0,01	0,003	0,05	0,05
0,10	0,1	95,5	96	9	0,49	1,05	0,17	0,03	0,01	212	0,03	0,005406	0,10	0,10
0,50	0,6	93,9	96	9	0,79	5,27	1,34	0,17	0,04	1166	0,17	0,03	0,50	0,51
1,00	1,2	92,1	96	9	1,14	10,54	3,80	0,34	0,12	2560	0,38	0,07	0,97	1,02
1,50	1,8	90,4	96	9	1,48	15,81	7,32	0,51	0,23	4173	0,62	0,11	1,43	1,52
2,00	2,3	88,9	96	9	1,83	21,08	11,97	0,67	0,38	6013	0,90	0,15	1,88	2,03
2,5	2,9	87,5	96	9	2,20	26,35	17,84	0,84	0,57	8101	1,23	0,21	2,31	2,54
3,00	3,5	86,1	96	9	2,60	31,62	25,06	1,01	0,80	10466	1,60	0,27	2,73	3,05
3,50	4,1	84,9	96	9	3,03	36,89	33,79	1,18	1,08	13134	2,02	0,33	3,14	3,55
4,00	4,7	83,7	96	9	3,50	42,15	44,24	1,35	1,42	16154	2,50	0,41	3,54	4,06
4,50	5,3	82,5	96	9	4,02	47,42	56,72	1,52	1,82	19585	3,05	0,50	3,93	4,57
5,00	5,9	81,5	96	9	4,61	52,69	71,73	1,69	2,30	23530	3,69	0,60	4,31	5,08
6,00	7,0	79,5	96	9	6,06	63,23	111,60	2,02	3,57	33411	5,31	0,85	5,04	6,09
6,50	7,6	78,5	96	9	6,98	68,50	138,30	2,19	4,43	39731	6,35	1,01	5,40	6,60
7,00	8,2	77,6	96	9	8,15	73,77	172,80	2,36	5,53	47626	7,66	1,21	5,74	7,11
7,50	8,8	76,7	96	9	9,65	79,04	217,80	2,53	6,97	57663	9,33	1,46	6,09	7,61
8,00	9,4	75,9	96	9	11,75	84,31	281,20	2,70	9,00	71418	11,63	1,81	6,42	8,12
9,00	10,5	74,3	95,8	9	22,00	94,85	585,50	3,04	18,74	134931	22,34	3,42	7,07	9,12

FONTE: A autora (2019)

TABELA 29 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA PROPORÇÃO MOLAR DE METANOL NO REATOR 1 DE 10 MOLS

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	y	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$E_{d,sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,001	0,0	97,1	96,3	10	0	0,01	0,00	0,0004	0	2	0,0003	5,15E-05	0,001	0,001
0,01	0,0	97,1	96,3	10	0	0,12	0,00	0,004	0	20	0,003	0,0005	0,01	0,01
0,05	0,1	96,9	96,1	10	0	0,59	0,00	0,02	0	101	0,01	0,00	0,05	0,05
0,10	0,1	96,7	96	10	0,12	1,17	0,04	0,04	0,001	211	0,03	0,01	0,10	0,10
0,50	0,6	95,3	96	10	0,59	5,86	1,01	0,19	0,03	1218	0,18	0,03	0,50	0,51
1,00	1,2	93,7	96	10	0,97	11,71	3,17	0,37	0,10	2671	0,39	0,07	0,99	1,02
1,50	1,8	92,2	96	10	1,26	17,56	6,32	0,56	0,20	4327	0,65	0,11	1,46	1,52
2,00	2,3	90,7	96	10	1,59	23,42	10,51	0,75	0,34	6192	0,93	0,16	1,92	2,03
2,50	2,9	89,4	96	10	1,92	29,27	15,77	0,94	0,50	8277	1,26	0,21	2,36	2,54
3,00	3,5	88,1	96	10	2,28	35,13	22,24	1,12	0,71	10606	1,62	0,27	2,80	3,05
3,50	4,1	87,0	96	10	2,66	40,98	30,10	1,31	0,96	13217	2,03	0,34	3,22	3,55
4,00	4,7	85,8	96	10	3,07	46,84	39,39	1,50	1,26	16121	2,50	0,41	3,63	4,06
4,50	5,3	84,7	96	10	3,52	52,69	50,44	1,69	1,61	19380	3,02	0,49	4,03	4,57
5,00	5,9	83,7	96	10	4,03	58,55	63,72	1,87	2,04	23091	3,62	0,59	4,43	5,08
6,00	7,0	81,8	96	10	5,23	70,26	97,91	2,25	3,13	32064	5,08	0,81	5,19	6,09
6,50	7,6	80,9	96	10	5,97	76,11	120,30	2,44	3,85	37626	5,99	0,96	5,56	6,60
7,00	8,2	80,0	96	10	6,85	81,97	147,70	2,62	4,73	44210	7,08	1,12	5,92	7,11
7,50	8,8	79,1	96	10	7,95	87,82	182,60	2,81	5,84	52302	8,42	1,33	6,28	7,61
8,00	9,4	78,3	96	10	9,30	93,68	226,60	3,00	7,25	62232	10,07	1,58	6,63	8,12
9,00	10,5	76,8	96	10	14,40	105,40	390,30	3,37	12,49	97468	15,99	2,47	7,31	9,14

FONTE: A autora (2019)

TABELA 30 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 75%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	y	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$E_{d,sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,001	0,001	75	96	4,50	1,70	0,005	0,005	0,0002	0,0002	2	0,0002	4E-05	0,0008	0,001
0,01	0,01	75	96	4,50	1,71	0,05	0,05	0,002	0,002	17	0,002	0,0004	0,008	0,01
0,05	0,06	75	96	4,53	1,75	0,27	0,26	0,01	0,01	89	0,01	0,002	0,04	0,05
0,10	0,1	75	96	4,56	1,80	0,53	0,53	0,02	0,02	181	0,02	0,005	0,08	0,10
0,50	0,6	75	96	4,79	2,17	2,81	3,21	0,09	0,10	1046	0,15	0,03	0,40	0,51
1,00	1,2	75	96	5,07	2,61	5,94	7,72	0,19	0,25	2422	0,35	0,06	0,79	1,02
1,50	1,8	75	96	5,34	3,03	9,38	13,46	0,30	0,43	4114	0,61	0,10	1,19	1,52
2,00	2,3	75	96	5,60	3,45	13,11	20,44	0,42	0,65	6117	0,92	0,16	1,59	2,03
2,50	2,9	75	96	5,85	3,89	17,13	28,83	0,55	0,92	8463	1,29	0,22	1,98	2,54
3,00	3,5	75	96	6,10	4,34	21,43	38,60	0,69	1,24	11150	1,71	0,28	2,38	3,05
3,50	4,1	75	96	6,35	4,82	26,02	50,04	0,83	1,60	14232	2,21	0,36	2,78	3,55
4,00	4,7	75	96	6,60	5,34	30,90	63,37	0,99	2,03	17758	2,77	0,45	3,17	4,06
4,50	5,3	75	96	6,85	5,89	36,07	78,65	1,15	2,52	21736	3,42	0,55	3,57	4,57
5,00	5,9	75	96	7,10	6,50	41,55	96,47	1,33	3,09	26291	4,16	0,67	3,96	5,08
6,00	7,0	75	96	7,61	7,95	53,43	141,60	1,71	4,53	37527	6,01	0,95	4,76	6,09
6,50	7,6	75	96	7,87	8,83	59,86	170,50	1,92	5,46	44508	7,16	1,13	5,16	6,60
7,00	8,2	75	96	8,13	9,90	66,64	205,90	2,13	6,59	52891	8,55	1,34	5,55	7,11
8,00	9,4	75	96	8,68	13,10	81,26	311,40	2,60	9,96	76920	12,56	1,95	6,34	8,12
9,00	10,5	75	95,92	9,25	22,00	97,48	588,50	3,12	18,83	136053	22,54	3,45	7,14	9,13

FONTE: A autora (2019)

TABELA 31 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 80%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	y	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$E_{d,sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,001	0,001	80	96	5,06	1,46	0,006	0,004	0,0002	0,0001	2	0,0002	4E-05	0,0008	0,001
0,01	0,01	80	96	5,07	1,47	0,06	0,04	0,002	0,001	18	0,002	0,0004	0,008	0,01
0,05	0,06	80	96	5,09	1,50	0,30	0,23	0,01	0,007	89	0,01	0,002	0,04	0,05
0,10	0,1	80	96	5,13	1,54	0,60	0,47	0,02	0,02	183	0,03	0,005	0,08	0,10
0,50	0,6	80	96	5,42	1,86	3,17	2,85	0,10	0,09	1047	0,15	0,03	0,42	0,51
1,00	1,2	80	96	5,77	2,22	6,76	6,81	0,22	0,22	2403	0,35	0,06	0,85	1,02
1,50	1,8	80	96	6,11	2,55	10,73	11,76	0,34	0,38	4042	0,60	0,10	1,27	1,52
2,00	2,3	80	96	6,44	2,88	15,09	17,72	0,48	0,57	5964	0,89	0,15	1,69	2,03
2,50	2,9	80	96	6,77	3,21	19,83	24,69	0,63	0,79	8171	1,24	0,21	2,12	2,54
3,00	3,5	80	96	7,11	3,54	24,96	32,68	0,80	1,05	10662	1,63	0,27	538,00	3,05
3,50	4,1	80	96	7,44	3,89	30,49	41,85	0,98	1,34	13476	2,08	0,34	2,96	3,55
4,00	4,7	80	96	7,78	4,24	36,44	52,22	1,17	1,67	16615	2,58	0,42	3,38	4,06
4,50	5,3	80	96	8,13	4,61	42,81	63,88	1,37	2,04	20104	3,14	0,51	3,81	4,57
5,00	5,9	80	96	8,48	5,00	49,63	76,99	1,59	2,46	23978	3,77	0,61	4,23	5,08
6,00	7,0	80	96	9,22	5,86	64,74	108,30	2,07	3,47	33058	5,25	0,84	5,08	6,09
6,50	7,6	80	96	9,61	6,32	73,11	126,60	2,34	4,05	38288	6,11	0,97	5,50	6,60
7,00	8,2	80	96	10,01	6,86	82,01	148,00	2,62	4,74	44264	7,09	1,12	5,92	7,10
8,00	9,4	80	96	10,86	8,06	101,70	198,70	3,26	6,36	58220	9,40	1,48	6,77	8,12
9,00	10,5	80	96	11,81	9,65	124,40	267,70	3,98	8,57	76470	12,43	1,94	7,61	9,14
10,00	11,7	80	96	12,86	11,94	150,60	368,10	4,82	11,78	101719	16,66	2,58	8,46	10,15
11,00	12,9	80	96	14,08	16,25	181,20	551,10	5,80	17,64	144782	23,89	3,67	9,31	11,17
12,00	14,1	80	95,8	15,49	21,00	217,70	777,00	6,97	24,86	197641	32,80	5,01	10,15	12,15

FONTE: A autora (2019)

TABELA 32 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 85%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	y	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$E_{d,sist}$ (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{g,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,001	0,001	85	96	5,76	1,21	0,007	0,004	0,0002	0,0001	2	0,0002	5E-05	0,0009	0,001
0,01	0,01	85	96	5,76	1,21	0,07	0,04	0,002	0,001	18	0,002	0,0005	0,009	0,01
0,05	0,06	85	96	5,80	1,24	0,34	0,20	0,01	0,006	91	0,01	0,002	0,04	0,05
0,10	0,1	85	96	5,85	1,28	0,68	0,41	0,02	0,01	186	0,03	0,005	0,09	0,10
0,50	0,6	85	96	6,23	1,53	3,65	2,44	0,12	0,08	1058	0,15	0,03	0,45	0,51
1,00	1,2	85	96	6,69	1,81	7,83	5,75	0,25	0,18	2407	0,35	0,06	0,90	1,02
1,50	1,8	85	96	7,15	2,06	12,55	9,85	0,40	0,32	4023	0,59	0,10	1,35	1,52
2,00	2,3	85	96	7,61	2,31	17,81	14,69	0,57	0,47	5903	0,88	0,15	1,80	2,03
2,50	2,9	85	96	8,08	2,54	23,65	20,25	0,76	0,65	8042	1,22	0,20	2,25	2,54
3,00	3,5	85	96	8,56	2,75	30,08	26,32	0,96	0,84	10408	1,59	0,26	2,70	3,04
3,50	4,1	85	96	9,07	3,00	37,15	33,50	1,19	1,07	13130	2,02	0,33	3,15	3,55
4,00	4,7	85	96	9,59	3,23	44,89	41,21	1,44	1,32	16095	2,49	0,41	3,60	4,06
4,50	5,3	85	96	10,14	3,47	53,40	49,81	1,71	1,59	19397	3,02	0,49	4,04	4,57
5,00	5,9	85	96	10,72	3,71	62,73	59,18	2,01	1,89	23021	3,61	0,59	4,49	5,08
6,00	7,0	85	96	11,99	4,21	84,24	80,60	2,70	2,58	31389	4,97	0,80	5,39	6,09
7,00	8,2	85	96	13,47	4,75	110,40	106,10	3,53	3,40	41531	6,63	1,06	6,29	7,11
7,50	8,8	85	96	14,33	5,02	125,80	120,20	4,03	3,85	47344	7,58	1,20	6,74	7,61
8,00	9,4	85	96	15,27	5,33	143,00	136,10	4,58	4,36	53892	8,66	1,37	7,19	8,12
9,00	10,5	85	96	17,57	5,98	185,20	171,80	5,93	5,50	69334	11,22	1,79	8,09	9,14
10,00	11,7	85	96	20,82	6,72	243,80	214,50	7,80	6,86	89546	14,59	2,27	8,99	10,15
11,00	12,9	85	96	26,80	7,60	345,20	266,80	11,05	8,54	120382	19,76	3,05	9,89	11,17
12,00	14,1	84,34	96	35,00	9,55	491,80	364,10	15,74	11,65	169496	28,02	4,30	10,70	12,18

FONTE: A autora (2019)



TABELA 33 – ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DO SISTEMA PARA DOIS REATORES EM SÉRIE, PARA RENDIMENTO DA REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO NO REATOR 1 DE 90%

$\dot{m}_2$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_2$ (mol.s <sup>-1</sup> )	rend 1 (%)	rend 2 (%)	y	y1	$\dot{n}_6$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (mol.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_6$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{n}_8$ (kg.s <sup>-1</sup> )	E <sub>d,sist</sub> (kJ.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{14}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{die}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{9,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )	$\dot{m}_{11,Est}$ (kg.s <sup>-1</sup> )
0,001	0,001	90	96	6,72	0,93	0,008	0,003	0,0003	1E-04	2	0,0003	5E-05	0,001	0,001
0,01	0,01	90	96	6,73	0,93	0,08	0,03	0,003	0,001	19	0,003	0,0005	0,010	0,01
0,05	0,06	90	96	6,79	0,95	0,40	0,16	0,01	0,005	95	0,01	0,002	0,05	0,05
0,10	0,1	90	96	6,85	0,98	0,80	0,32	0,03	0,01	193	0,03	0,005	0,10	0,10
0,50	0,6	90	96	7,39	1,16	4,33	1,92	0,14	0,06	1091	0,16	0,03	0,48	0,51
1,00	1,2	90	96	8,08	1,36	9,46	4,47	0,30	0,14	2478	0,36	0,06	0,95	1,02
1,50	1,8	90	96	8,80	1,53	15,46	7,55	0,49	0,24	4147	0,62	0,11	1,43	1,52
2,00	2,3	90	96	9,56	1,69	22,39	11,12	0,72	0,36	6106	0,92	0,16	1,90	2,03
2,50	2,9	90	96	10,38	1,83	30,37	15,12	0,97	0,48	8367	1,27	0,21	2,38	2,54
3,00	3,5	90	96	11,26	1,98	39,56	19,55	1,27	0,63	10958	1,68	0,28	2,86	3,05
3,50	4,1	90	96	12,24	2,11	50,16	24,39	1,61	0,78	13923	2,15	0,35	3,33	3,55
4,00	4,7	90	96	13,35	2,25	62,53	29,63	2,00	0,95	17325	2,96	0,44	3,81	4,06
4,50	5,3	90	96	14,60	2,38	76,93	35,34	2,46	1,13	21235	3,33	0,54	4,28	4,57
5,00	5,9	90	96	16,08	2,51	94,15	41,41	3,01	1,33	25789	4,08	0,66	4,76	5,08
6,00	7,0	90	96	20,25	2,77	142,30	54,84	4,55	1,76	37937	6,08	0,96	5,71	6,09
7,00	8,2	90	96	30,50	3,03	250,00	70,05	8,00	2,24	62532	10,19	1,59	6,66	7,11
7,50	8,8	89,53	96	36,80	3,34	323,20	82,39	10,34	2,64	79705	13,07	2,02	7,10	7,61
8,00	9,4	88,92	96	37,00	3,73	346,60	97,75	11,09	3,13	87400	14,34	2,22	7,52	8,12

FONTE: A autora (2019)